

## 実排ガスを用いた凝縮伝熱に関する研究

著者	矢木 清之
学位授与機関	東京商船大学
学位授与年度	1997
URL	<a href="http://id.nii.ac.jp/1342/00000895/">http://id.nii.ac.jp/1342/00000895/</a>

# 修 士 論 文

題 目 実排ガスを用いた凝縮伝熱に関する研究

指導教官 刑部 眞弘

課 程 名 商船学研究科 商船システム工学専攻

平成 8 年度入学

学籍番号・氏 名 96112 矢木 清之

平成 10 年 1 月 30 日 提 出



# 目次

1. 序論	1
2. 記号	2
3. 熱及び物質伝達	3
4. 実験装置及び方法	9
5. 結果	
5. 1 (観察結果)	13
5. 2 (凝縮水の性状)	20
5. 3 (伝熱面温度分布)	21
5. 4 (計算結果)	23
6. 考察	
6. 1 (放射伝熱の影響)	52
6. 2 (水蒸気濃度の影響)	53
6. 3 (フィン効率)	54
7. 結論	56
8. 謝辞	57
9. 参考文献	58

## 1. 序論

近年のエネルギー消費バランスがメタンを中心とした天然ガスにシフトしてきた。これは、単位発熱量あたりの二酸化炭素生成割合が他の燃料形態に比べ低いということが、理由の一つにあげられる。さらに、天然ガスをもちいれば、低温腐食を回避できる。このため、ボイラ効率向上のために、排ガス温度を排ガス中水蒸気露点温度以下まで低下させ凝縮潜熱を熱回収することが可能となる。

従来の研究では、凝縮伝熱領域の実験には、湿り空気を用いておこなわれてきた。その解析手法として熱伝達と物質伝達のアナロジーに注目した方法が用いられている。しかし各研究者<sup>(1)(2)(3)(4)(5)(6)</sup>によりアナロジーの成立については意見が異なる。各研究者の実験は、ある特定の伝熱面温度の条件で湿り空気のレイノルズ数を変化させたものでこの温度の差により各研究者の意見の相違が生じている可能性が考えられる。これらのことから熱伝達と物質伝達のアナロジーは凝縮量、伝熱面温度に大きく依存すると考えられる。また、これらの湿り空気を用いた実験では、露点は、排ガス中の水蒸気分圧に相当する飽和温度であり、液膜表面の水蒸気濃度は、その表面温度に対する飽和蒸気濃度という条件を用いた整理が行われてきた。

しかし実際には実排ガスを用いた伝熱実験のデータは不足しており、設計段階において技術的にはまだ不十分である。加えて燃焼過程での生成による SOx:硫酸塩、NOx:硝酸塩の影響はさだかではない。

そこで本研究では実排ガスを用いた裸管と Fin 付き伝熱管による凝縮伝熱実験及び蒸気濃度が伝熱に及ぼす影響を調べるため蒸気注入実験を行い、広範囲な伝熱面温度による熱流束を測定し、熱・物質伝達のアナロジー関係式と比較検討するとともに排ガス組成や凝縮液性状に関する基礎データの取得を行った。

## 2.記号

C: 質量濃度  
 C<sub>p</sub>: 比熱  
 d<sub>o</sub>: 伝熱管外径  
 d<sub>i</sub>: 伝熱管内径  
 D: 物質拡散係数  
 h<sub>v</sub>: 熱伝達率  
 h<sub>c</sub>: 物質伝達率  
 L<sub>w</sub>: 潜熱  
 N<sub>r</sub>: 段数  
 Nu: ヌッセルト数 ( $=hd_o/\lambda$ )  
 P: 圧力  
 q: 熱流束  
 Pr: プラントル数 ( $=\nu/\kappa$ )  
 Re: レイノルズ数 ( $=Ud_o/\nu$ )  
 S1: スパン方向ピッチ  
 S2: 流れ方向ピッチ  
 Sh: シャーウッド数 ( $=h_c d_o/D$ )  
 Sc: シュミット数 ( $=\nu/D$ )  
 T: 温度  
 U: 最小流路断面積での速度  
 V: 体積流量  
 $\kappa$ : 熱拡散率 ( $=\lambda/(\rho C_p)$ )  
 $\lambda$ : 熱伝導率  
 $\mu$ : 空気比  
 $\nu$ : 動粘性係数  
 $\rho$ : 密度  
 添字  
 w: 壁面  
 f: 排ガス  
 v: 対流  
 F: フィン

### 3. 熱及び物質伝達

#### 3-1 裸管伝熱管による伝熱実験の熱伝達と物質伝達のアナロジー

総合熱流束  $q_T$  を以下のように対流熱流束  $q_v$  と凝縮熱流束  $q_c$  に分けて整理する。

$$q_T = q_v + q_c$$

従来の研究より平均熱伝達に関するヌッセルト数  $Nu_f$  は 以下のように整理されており

$$Nu_f = C Re_f^m Pr_f^{0.36} (Pr_f / Pr_w)^{0.25}$$

Zukausaks<sup>9)</sup>によれば、本実験での裸管配置とほぼ同じ  $p/d=1.6$  の in line banks 一列目では  $C=0.26$ 、 $m=0.6$  である。

平均熱伝達率は、 $h_v = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_o}$  で求まる。対流熱伝達による熱流束は

$$q_v = h_v (T_f - T_w)$$

で整理することができる。この場合の  $T_f$  は排ガス温度、 $T_w$  は伝熱面温度を意味する。

速度境界層と濃度境界層が相互に干渉しない場合、熱伝達と物質伝達のアナロジーは成立すると考えられ、平均物質伝達率に関するシャーウッド数  $Sh_f$  は、以下の様に整理される。

$$Sh_f = C Re_f^m Sc_f^{0.36} (Sc_f / Sc_w)^{0.25}$$

と表し、ここで  $Sc$  は、シュミット数  $Sc = \nu / D$  である。 $D$  は水蒸気の拡散係数( $m^2/s$ )を意味する。凝縮熱伝達による熱流束は質量流束に潜熱をかけたものを用いる。

$$q_c = h_c L_w (C_f - C_w)$$

$h_c$  は物質伝達率、 $L_w$  は潜熱を意味する。また  $C_w$  は  $T_w$  における飽和水蒸気濃度( $kg/m^3$ )を、 $C_f$  は排ガス中の水蒸気濃度を意味する。 $C_w$ 、 $C_f$  は以下のように整理する。

$$C_w = \frac{P_w}{P_f} \frac{18}{22.4} \frac{273.15}{273.15 + T_f} \quad P_w : \text{飽和蒸気圧力}$$

$$C_f = (H_2O) \frac{18}{22.4} \frac{273.15}{273.15 + T_f} \quad (H_2O) : \text{水蒸気体積濃度}$$

上述の水蒸気拡散係数は、空気中の水蒸気の拡散係数  $D_{air}$  を熱拡散率で補正したものを混合ガス中の水蒸気の拡散係数  $D$  とした。

$$D = D_{air} \left( \frac{\kappa}{\kappa_{air}} \right) \quad D_{air} = 7.65 \times 10^{-5} \frac{(Tw + 273.15)^{11/6}}{P_f}$$

$\kappa_{air}$  は、空気の拡散係数である。

### 3-2 Fin 付き管による伝熱実験の熱伝達と物質伝達のアナロジー

Fin メーカーである ESCOA<sup>®</sup>社が提案している経験式を用いた。  
平均熱伝達率に関するヌッセルト数は

$$\text{Nu}_f = j \text{Re}_f \text{Pr}_f^{0.33} \quad (2 \times 10^3 < \text{Re} \leq 5 \times 10^5)$$

$$j = C_1 C_3 C_5 \left( \frac{d_0 + L_F}{d_0} \right)^{0.5}$$

$$C_1 = 0.25 \text{Re}^{-0.35} ; C_3 = 0.35 + 0.65 e^{\frac{-0.25 L_F}{S_F}} ; C_5 = 0.7 + \left( 0.7 - 0.8 e^{-0.15 \text{Nr}^2} \right) e^{\frac{-S_2}{S_1}}$$

$S_F$  : Fin 隙間 ;  $L_F$  : Fin 高さ

但し  $C_5$  は一段による実験では、0.7 とする。本実験フィン付き管一段実験のため 0.7 を用いた。

熱伝達と物質伝達のアナロジーが成立するとき物質伝達率に関するシャーウッド数は以下のように整理できる。

$$\text{Sh}_f = j \text{Re}_f \text{Sc}_f^{0.33}$$

### 3-3 Fin 効率

ヌッセルト数と同様に ESCOA 社が提案している Fin 効率の経験式以下の式を用いて算出した。  
ここで  $\eta$  は Fin 効率。

$$\eta = Y_F \left[ 0.45 \ln \left( \frac{d_0 + L_F}{d_0} \right) (Y_F - 1) + 1 \right]$$

ここで、 $Y_F = X_F (0.7 + 0.3 X_F)$

$$X_F = \frac{\tanh(mb)}{mb} ; m = \left[ \frac{2h}{\lambda_F t_F} \right]^{0.5} ; b = L_F + \frac{t_F}{2} \quad t_F: \text{フィン厚さ}$$

Fin 効率を求める場合の熱伝達率  $h$  には、対流伝熱、凝縮伝熱を考慮するため以下の式を用いた。

$$h = h_v + \frac{h_c L_w (C_f - C_w)}{T_f - T_w}$$

### 3-4 Fin 管伝熱面(フィン根元部)温度の計算方法

伝熱面表面での温度測定ではなく、管内からの熱伝達より管内壁温度を求め熱伝導により管外壁(伝熱管表面) 温度を算出し予測伝熱面温度  $T_w(\text{pred.})$  とした。

冷却水より伝熱管内壁への熱伝達

熱伝達率は助走距離長さ  $L$  の影響を McAdams<sup>9)</sup> の係数で補正した Dittus-Boelter の式を用いた。  
 $L$  は伝熱管長さを示す。

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \left( 1 + \left( \frac{d_i}{L} \right)^{0.7} \right)$$

伝熱管内の熱伝導

伝熱管の熱伝導率にはインコネルやオーステナイト系ステンレスの近似式<sup>10)</sup>を用いた。

$$\lambda_t = 13.2 + 0.013 T_t \quad (\text{W/m} \cdot \text{K})$$

ここで  $T_t$  は伝熱面平均温度で

$$T_t = \frac{T_w + T_{wi}}{2}$$

$T_w$  : 伝熱管外壁温度、 $T_{wi}$  : 伝熱管内壁温度

伝熱管を通過する単位長さあたりの熱量

$$\frac{Q}{L} = \frac{2\pi\lambda(T_w - T_{wi})}{\ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)} \text{ である。}$$

以上の式を用い予測伝熱面温度を算出する。

### 3-5 フィン付き伝熱管による伝熱熱流束

フィン付き管による熱流束は、以下の様に整理した。

$$q_{\text{Total}} = h(T_f - T_w) \frac{(\eta A_{\text{Fin}} + A_{\text{Base}})}{A_{\text{Bare}}}$$

$A_{\text{bare}}$  : 基準面積



### 3-6 実験データの解析

実験データの解析には理論伝熱熱流速との比較をおこない以下の方法で総合熱流束、凝縮熱流束を求めた。

総合熱流束  $q_T$

冷却水側より

$$q_T = G \rho_{\text{water}} C_{p_{\text{water}}} (T_{\text{out}} - T_{\text{in}}) / A$$

$G$  : 冷却水体积流量、 $\rho_{\text{water}}$  : 密度( $\text{H}_2\text{O}$ )、 $C_{p_{\text{water}}}$  : 定圧比熱( $\text{H}_2\text{O}$ )、 $A$  : 伝熱管外壁面積

凝縮熱流束  $q_c$

真空ポンプを用いテスト部下部より落下寸前に吸引し、サンプリングした。

$$q_c = G_{\text{cond}} \rho_{\text{water}} L_{\text{water}} / A$$

$G_{\text{cond}}$  : 凝縮体積流量、 $L_{\text{water}}$  : 平均伝熱面温度における水蒸気潜熱  
凝縮熱流束における  $\rho_{\text{water}}$  は伝熱面平均温度を代表温度とする。

以上の計算方法で求めた実験結果を経験式より求めた理論伝熱熱流束と比較し検討を行う。

排ガスの露点

排ガス中の水蒸気分圧を飽和蒸気圧力とし、飽和蒸気圧力に対する飽和蒸気温度を排ガス露点とし整理を行う。

$$\text{水蒸気分圧} = \frac{\text{排ガス中の水蒸気体積}}{\text{全排ガス量}} \times \text{排ガス全圧}$$

ここで排ガス全圧は Test 部圧力でありマノメーターで計測を行った。

### 3-7 排ガスの物性値

排ガスは、 $N_2$ 、 $CO_2$ 、 $O_2$ 、 $CO$ 、 $H_2O$ 、の5種類の混合ガスとして扱う。表に成分気体の分子量  $M$  及び、サザーランド定数  $S^{(11)}$ を示す。ガス温度を  $T(K)$ とする。

	$N_2$	$CO_2$	$O_2$	$CO$	$H_2O$
$M(kg/kmol)$	28.016	44.01	32	28.01	18.016
$S(K)$	104	253	127	101	534

#### (1)密度

$M_i$  及び  $X_i$  を各成分の、分子量及びモル分率とすると、

$$\rho = \frac{\sum_i M_i X_i}{22.4} \frac{273.15}{T}$$

#### (2)比熱

$$C_p = \sum_i C_{pi} X_i$$

#### (3)粘性係数

粘性係数は、Wilke<sup>(12)</sup>の式を用いて求めた。

$$\eta = \sum_i \frac{\eta_i}{1 + \frac{1}{X_i} \sum_{j=1, j \neq i}^n X_j \Phi_{ij}}$$

$$\text{ここで } \Phi_{ij} = \frac{\left[ 1 + \left( \frac{\eta_i}{\eta_j} \right)^{1/2} \left( \frac{M_j}{M_i} \right)^{1/4} \right]^2}{\frac{4}{\sqrt{2}} \left[ 1 + \frac{M_i}{M_j} \right]^{1/2}}$$

#### (4)熱伝導率

熱伝導率はLindary&Bromley<sup>(13)</sup>の式を用いた。

$$\lambda = \sum_i \frac{\lambda_i}{1 + \frac{1}{X_i} \sum_{j=1, j \neq i}^n X_j A_{ij}}$$

$$\text{ここで } A_{ij} = \frac{1}{4} \left[ 1 + \left\{ \frac{\eta_i}{\eta_j} \left( \frac{M_j}{M_i} \right)^{3/4} \frac{1 + \frac{S_i}{T}}{1 + \frac{S_j}{T}} \right\}^{1/2} \right]^2 \frac{1 + \frac{S_j}{T}}{1 + \frac{S_i}{T}}$$

$$S_{ij} = \sqrt{S_i S_j}$$

ただし、 $\text{H}_2\text{O}$  や  $\text{NH}_3$  のような有極分子を含む場合には、

$$S_{ij} = 0.733\sqrt{S_i S_j}$$

## 4. 実験装置及び方法

本実験装置概要を図4-1に示す。

温水ボイラ（川重冷熱工業（株）、VK-13N-WG）煙道より都市ガス 13A 燃焼排ガスを分岐させ Test 部上流に設置された Shell and tube 式熱交換器（二台直列に設置、冷却媒体；Boiler 出口側温水）に通し、整流部、Test section へと吸引する。この時排ガス温度は約 120℃前後まで低下する。吸引には、Test section 下流に設けたブロアーで行う。

Test section は図4-2に示す様に断面が 160mm×101mm のポリカーボネイト製ダクトを用いた。また、裸管伝熱管は、伝熱管配置  $p/d=1.55$  であり、フィン付き管（フィンピッチ 5mm、10mm）については、ダクト内に単列として配置した。ダクトに設置した各仕様伝熱管の入口、出口、出口側下流に設けたチャンバーにそれぞれ外径 0.5mm のシース K 熱電対を設置し温度をモニターした。又、図4-3の様に裸管伝熱管表面に外周 5 個所に最上部より、0°、45°、90°、135°、180° に 0.5mm×0.5mm のキー溝にシース K 熱電対を埋め込み計測している。排ガス温度についても Test section 上流、下流に熱電対を設置し温度をモニターした。又 Test section より排ガスを抽出しガス分析装置（光明理化学工業（株）SEM-102）により乾き排ガス中の CO<sub>2</sub>、CO、O<sub>2</sub> 濃度を求めた。

凝縮量の採取は図4-4に示す。内径 1mm のステンレス管を外径 6mm のヘッダ管にピッチ 10mm でくし形に設置し伝熱面下部 1mm に配置し凝縮液滴が落下寸前のところで真空ポンプを用い全量吸引した。採取後メスシリンダにて流量を計測し 25℃まで冷却した後 pH センサ（HORIBA、B-212）により凝縮水の pH を測定した。

蒸気注入にはコンバインドサイクル設備内の補助ボイラ（横型炉筒煙管ボイラ、大阪ボイラ、OE-301S:横型炉筒煙管ボイラ、蒸発量 120kg/h）を単独運転し圧力約 0.6MPa の飽和蒸気を蒸気配管より分岐させ実験装置整流部手前に注入している（注入量約 30kg/h～50kg/h）。

伝熱管内を流れる冷却水は温度調節を可能とするため Shell and tube 式熱交換器内を流れて来た温水（最大約 60℃）と水道水をミキシング BOX で混在させている。

各伝熱面温度における熱流束の測定については、裸管については、伝熱面温度を目安に冷却水流量、冷却水入口温度を変化させ計測を行う。Fin 管については伝熱管表面には、熱電対は設置しておらず、この場合冷却水入口温度を目安に冷却水流量を変化させ計測を行う。冷却水流量は 3L/min～10L/min（管内 Re 数 3500～12000）の範囲で計測を行った。

伝熱管表面での凝縮状況の観察には顕微鏡カメラ（キーエンス、VH-6300）を用い倍率 25 倍で撮影を行った。又 Test section 内全体の撮影には 3CCD カメラ（SONY、CCD-VX1）を用いた。

本実験では、以下の仕様の温水ボイラを用いた。

本体定格出力 159.3kW (136000kcal/h)

伝熱面積 3.7m<sup>2</sup>

燃料消費量 15.9m<sup>3</sup>/h

燃料 13A（都市ガス）

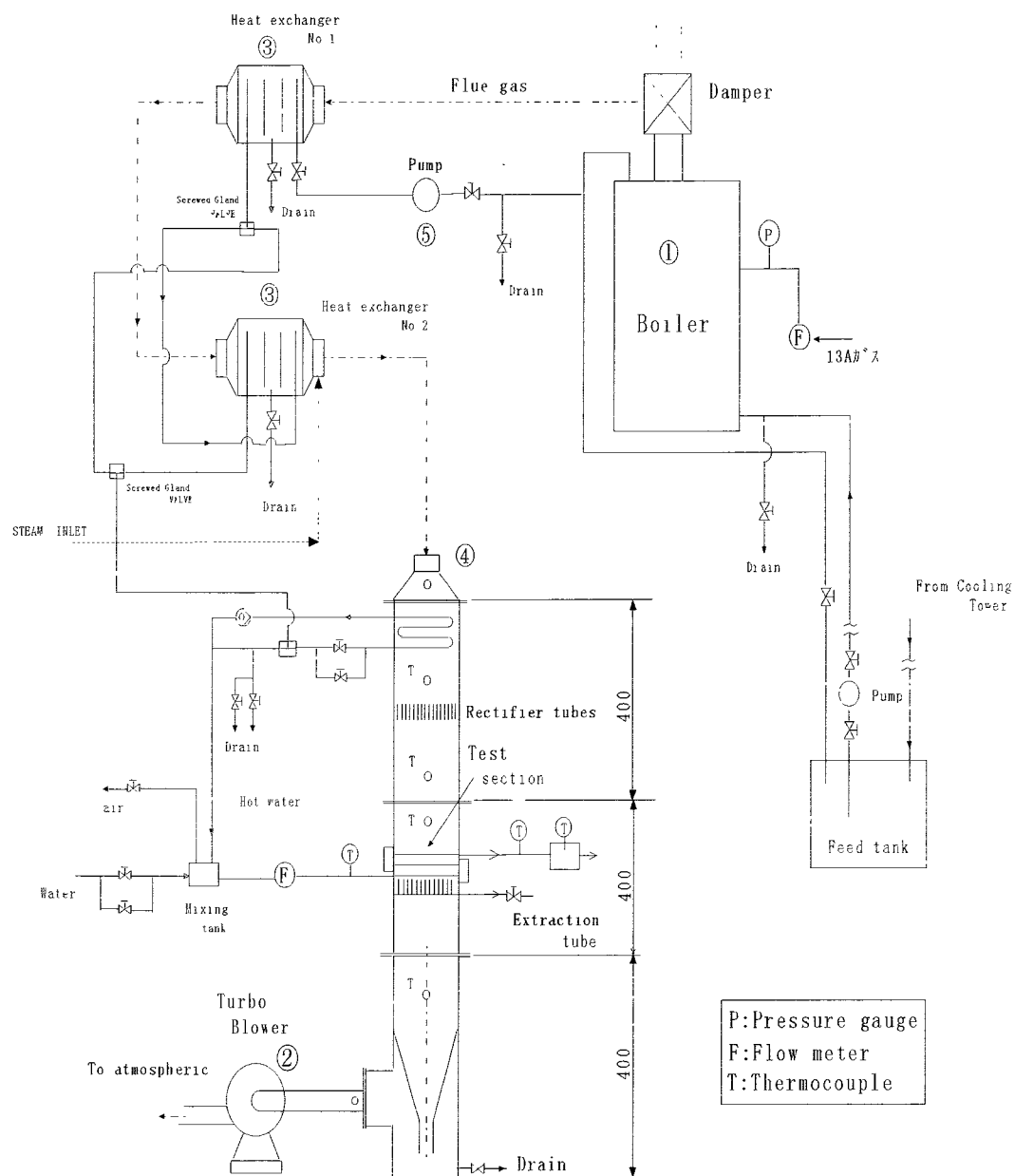


図 4—1 実験装置全体図

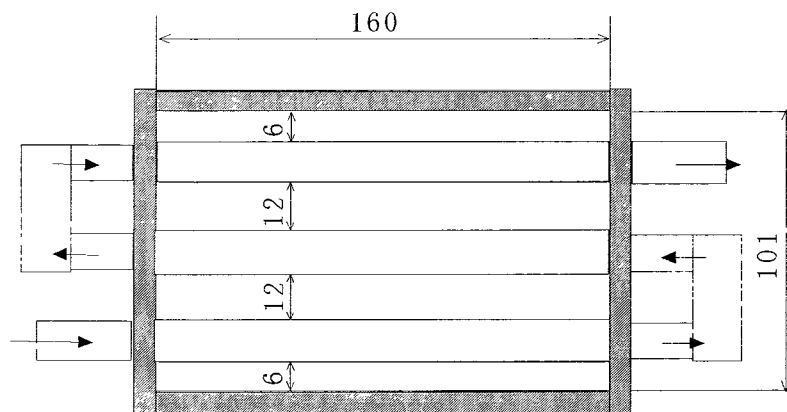


図 4—2 裸管伝熱管配置図

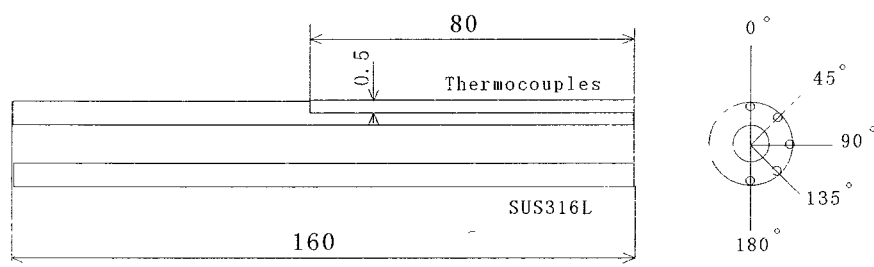


図 4—3 熱電対位置図

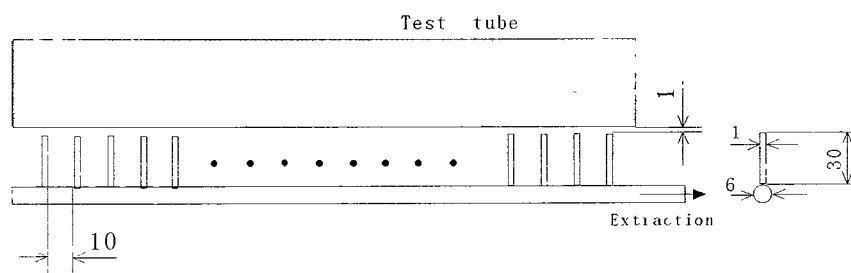
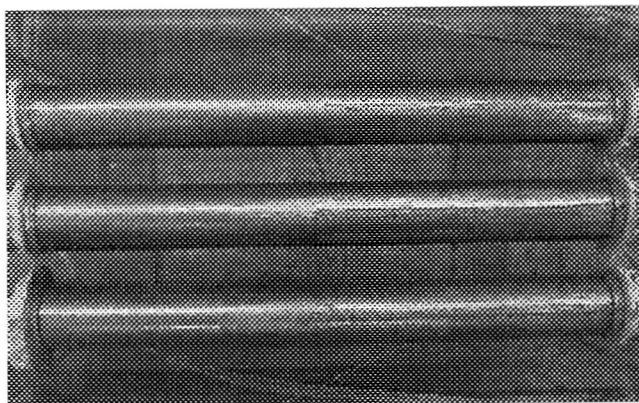


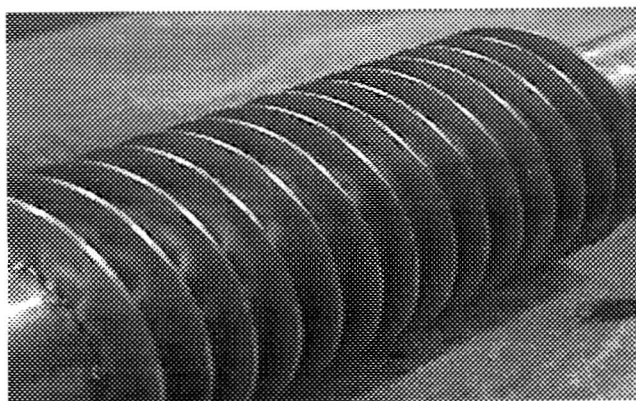
図 4—4 凝縮水採取管図

伝熱管仕様項目



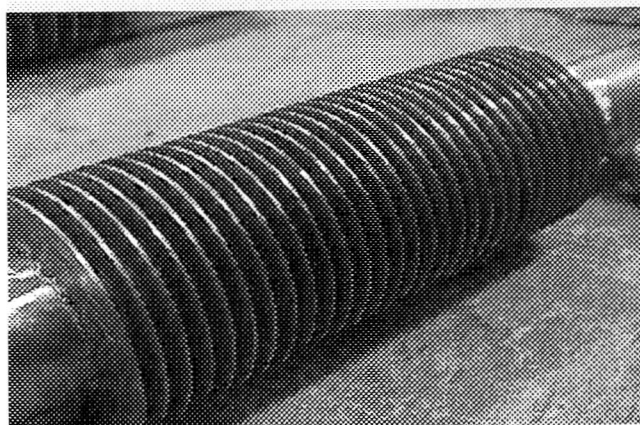
外径=21.7mm、内径=18.4mm、材質 SUS316L 製  
伝熱管配置ピッチ  $P=33.7\text{mm}$ 、 $P/d=1.55$

図 4-5 裸管



外径=34mm、内径=28.4mm フィン高さ=12mm、フィン厚さ=1mm  
フィンすき間=9mm、フィンピッチ=10mm、材質 SUS316L 製

図 4-6 フィン付き管



外径=34mm、内径=28.4mm フィン高さ=12mm、フィン厚さ=1mm  
フィンすき間=4mm、フィンピッチ=5mm、材質 SUS316L 製

図 4-7 フィン付き管

## 5. 結果

### 5.1 観察結果

#### 5.1.1 裸管伝熱管を用いた凝縮実験

裸管伝熱管を用いた凝縮実験の凝縮状況の様子を図 5—1 に示す

凝縮滴は、伝熱管最上部より  $135^{\circ}$  近傍から形成され伝熱面温度が飽和温度以下になるにしたがって滴状凝縮が確認された。更に伝熱面温度を低下させると膜状凝縮が確認できた。これは、排ガス露点では、伝熱面表面において局所での壁面温度差が生じているためと考えられる。伝熱面温度が、排ガス露点近傍では、滴状凝縮から薄膜状となり、薄膜は蒸発し再度乾き面が現れた。このパターンが繰り返し確認された。

裸管伝熱管を用いた蒸気注入による凝縮実験の凝縮状況の様子を図 5—2 に示す

蒸気注入を用いた場合では、計算より排ガス露点は、 $72^{\circ}\text{C}$ 程度となり本実験計測範囲では、全領域で凝縮した。この領域では、膜状凝縮のみ確認している。又排ガス  $Re$  数は約 14000 から 17000 程度であり、凝縮膜が波状に振動している。

裸管による凝縮実験では、平均伝熱面温度による整理を行った値と凝縮観察結果が概ね一致しており、壁温がほぼ排ガス露点になると凝縮を開始し凝縮形態は露点近傍では滴状凝縮であり、低温域では、膜状凝縮であった。

#### 5.1.2 フィン付き管を用いた凝縮実験

フィン付き伝熱管を用いた凝縮実験の凝縮状況の様子を図 5—3 及び図 5—5 に示す。

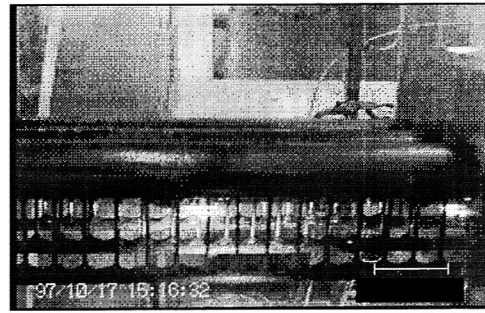
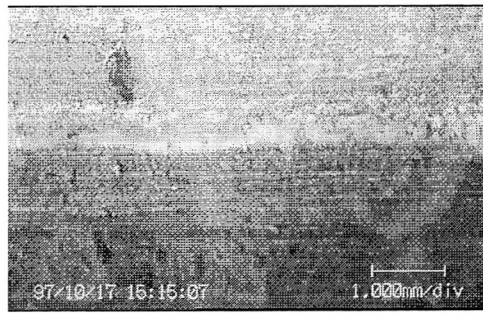
フィンピッチ 5mm、10mm フィン付き管ともに、裸管同様、フィン根元部で最上部より  $135^{\circ}$  近傍で凝縮が開始しており、凝縮滴の成長とともにフィン下半分表面を伝わり落下する。フィン表面では、フィン根元部での凝縮の様子と異なり全領域でフィン表面での凝縮は確認されなかった。又フィン根元部に関しても最上部より  $0^{\circ}$  から  $45^{\circ}$  の範囲と  $45^{\circ}$  から  $180^{\circ}$  の範囲ではある程度の温度差が生じていると予測され、目視による観察からも凝縮形態に差異が生じている。

フィン付き伝熱管を用いた蒸気注入による凝縮実験の凝縮状況の様子を図 5—4 及び図 5—6 に示す。

蒸気濃度差の増大に伴ってフィン根元部では膜状凝縮を観察した。しかし蒸気注入を行い蒸気濃度がリッチ条件においてもフィン表面での凝縮は確認されなかった。またフィン根元部で生成された凝縮滴がフィン下部表面に伝わるためフィン表面温度の分布も複雑であると考えられる。ここで、凝縮滴の一部がフィン表面伝播中に再蒸発している可能性も予想される。

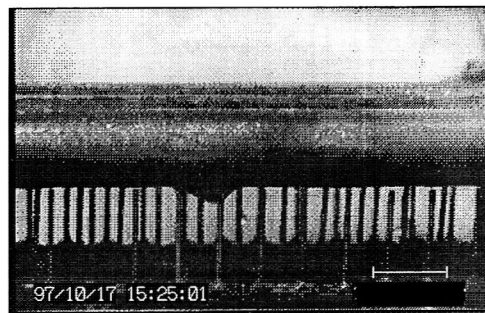
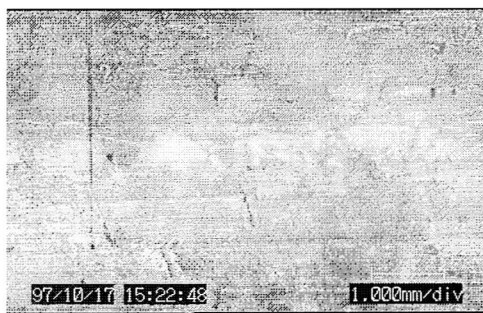
計算結果から求めたフィン付き管予測伝熱面温度による整理を行ったが予測値と凝縮状況を比較した場合予測伝熱面の計算の誤差が生じていると考えられ本来不凝縮領域と予測される領域においても凝縮している観察結果となった。





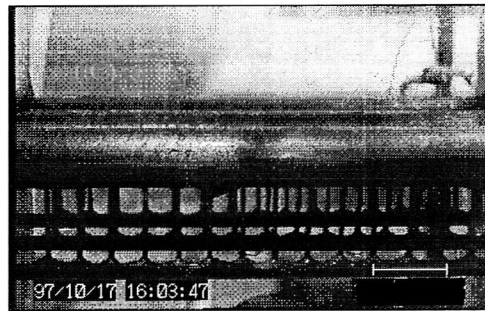
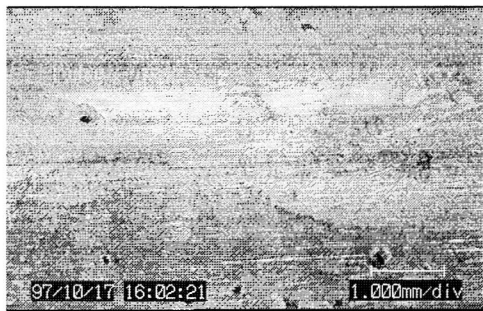
$T_w(\text{ave.})=52.3\ (^{\circ}\text{C})$  、 $T_f=115.3\ (^{\circ}\text{C})$  、 $T_{\text{sat}}=55.0\ (^{\circ}\text{C})$  、 $\text{Re}=13300$  、 $\text{Air ratio}=1.26$

Condensing region



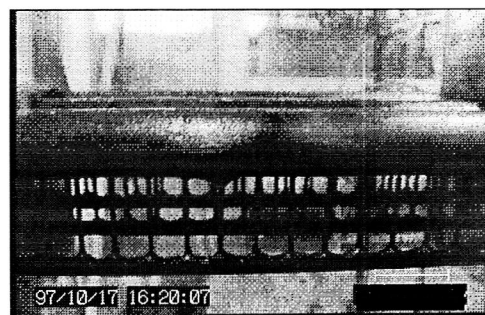
$T_w(\text{ave.})=47.3\ (^{\circ}\text{C})$  、 $T_f=115.4\ (^{\circ}\text{C})$  、 $T_{\text{sat}}=55.0\ (^{\circ}\text{C})$  、 $\text{Re}=13400$  、 $\text{Air ratio}=1.26$

Condensing region



$T_w(\text{ave.})=41.2\ (^{\circ}\text{C})$  、 $T_f=115.9\ (^{\circ}\text{C})$  、 $T_{\text{sat}}=55.0\ (^{\circ}\text{C})$  、 $\text{Re}=13600$  、 $\text{Air ratio}=1.26$

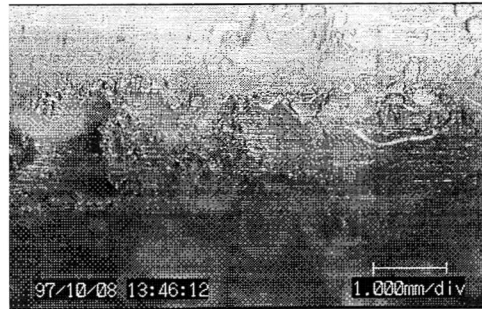
Condensing region



$T_w(\text{ave.})=34.1\ (^{\circ}\text{C})$  、 $T_f=118.1\ (^{\circ}\text{C})$  、 $T_{\text{sat}}=55.0\ (^{\circ}\text{C})$  、 $\text{Re}=13900$  、 $\text{Air ratio}=1.26$

Condensing region

図 5—1 裸管伝熱管を用いた凝縮実験



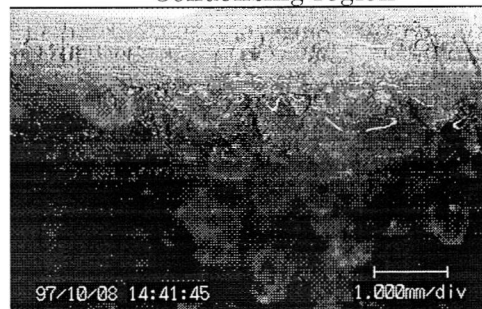
$T_w(\text{ave.})=59.8$  (°C) 、  $T_f=114$  (°C) 、  $T_{\text{sat}}=72.1$  (°C) 、  $Re=16500$  、 Air ratio=1.20

Condensing region



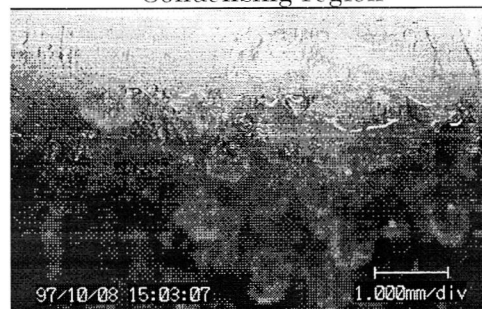
$T_w(\text{ave.})=56.7$  (°C) 、  $T_f=114.4$  (°C) 、  $T_{\text{sat}}=72.1$  (°C) 、  $Re=16500$  、 Air ratio=1.20

Condensing region



$T_w(\text{ave.})=47.4$  (°C) 、  $T_f=117.3$  (°C) 、  $T_{\text{sat}}=72.1$  (°C) 、  $Re=16700$  、 Air ratio=1.20

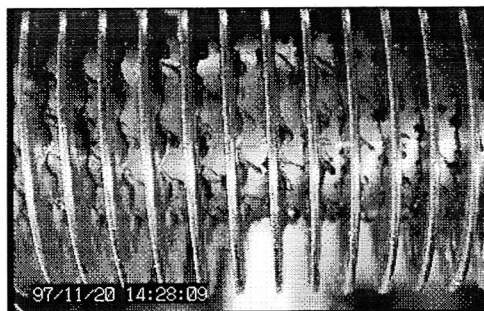
Condensing region



$T_w(\text{ave.})=46.4$  (°C) 、  $T_f=118.2$  (°C) 、  $T_{\text{sat}}=72.1$  (°C) 、  $Re=16800$  、 Air ratio=1.20

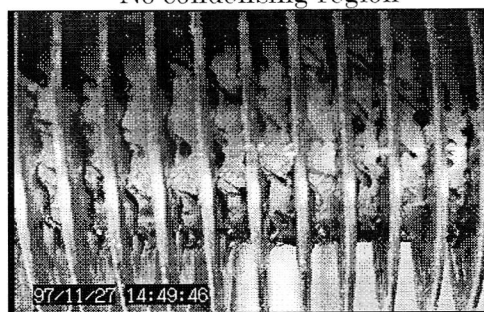
Condensing region

図 5—2 裸管伝熱管を用いた蒸気注入による凝縮実験



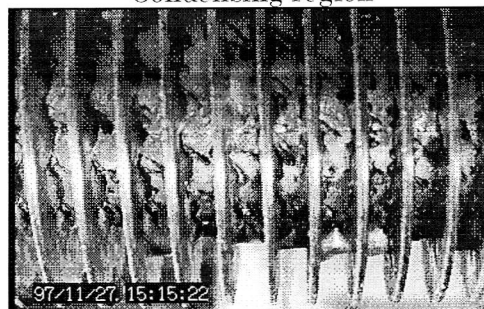
$T_w(\text{pred.})=78.1\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=113.1\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=49.7\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=14900$  、  $\text{Air ratio}=1.55$

No condensing region



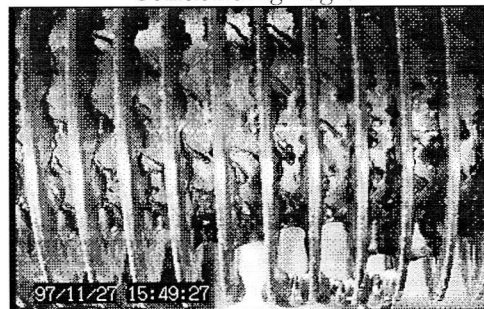
$T_w(\text{pred.})=53.9\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=115.6\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=52.3\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=14700$  、  $\text{Air ratio}=1.47$

Condensing region



$T_w(\text{pred.})=42.0\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=115.8\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=51.3\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=14700$  、  $\text{Air ratio}=1.54$

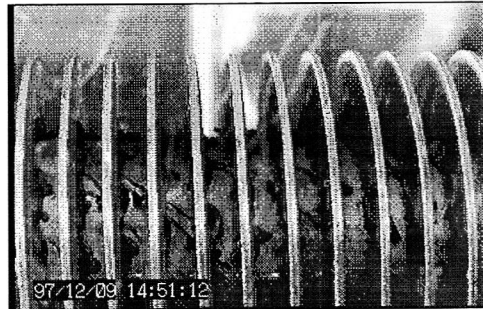
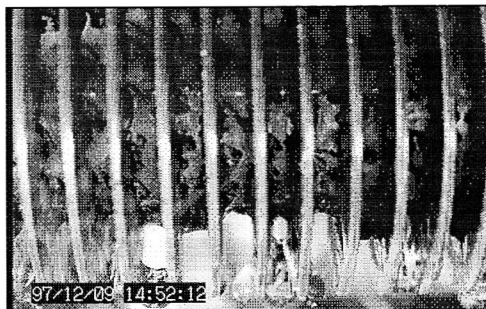
Condensing region



$T_w(\text{pred.})=35.6\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=112.8\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=50.9\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=14900$  、  $\text{Air ratio}=1.57$

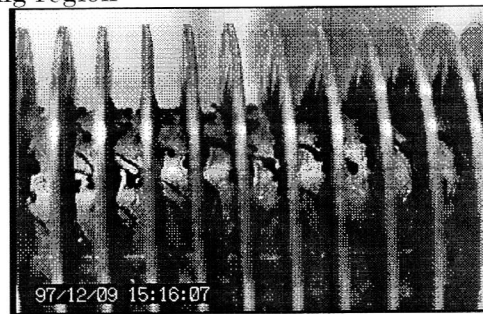
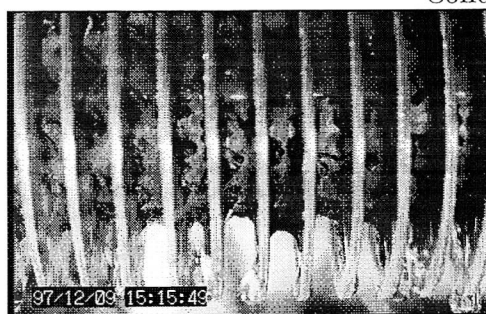
Condensing region

図 5—3 フィン付き伝熱管(ピッチ 5mm)を用いた凝縮実験



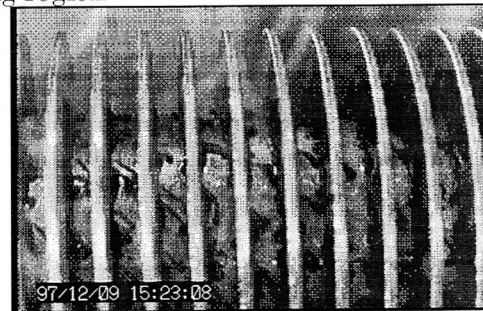
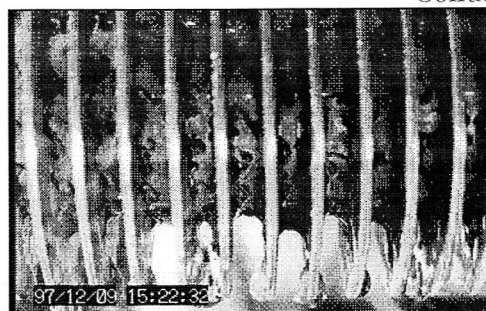
$T_w(\text{pred.})=86.5$  (°C) 、  $T_f=118.1$  (°C) 、  $T_{\text{sat}}=72.8$  (°C) 、  $Re=14500$  、 Air ratio=1.20

Condensing region



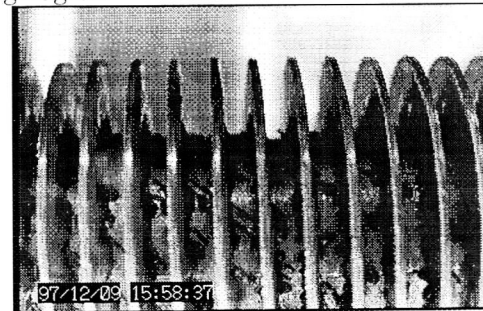
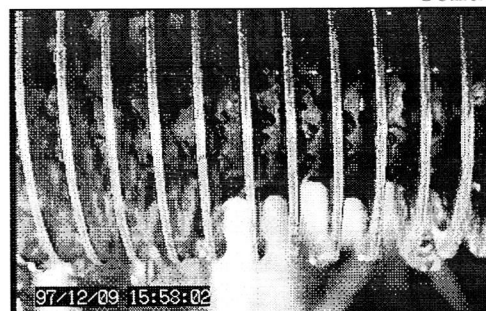
$T_w(\text{pred.})=78.1$  (°C) 、  $T_f=117.1$  (°C) 、  $T_{\text{sat}}=72.7$  (°C) 、  $Re=14700$  、 Air ratio=1.21

Condensing region



$T_w(\text{pred.})=71.2$  (°C) 、  $T_f=119.5$  (°C) 、  $T_{\text{sat}}=72.7$  (°C) 、  $Re=14900$  、 Air ratio=1.21

Condensing region

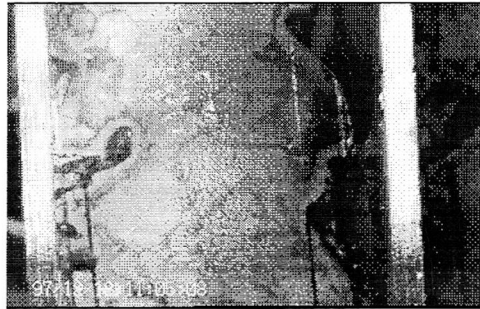


$T_w(\text{pred.})=57.5$  (°C) 、  $T_f=119.8$  (°C) 、  $T_{\text{sat}}=72.8$  (°C) 、  $Re=15400$  、 Air ratio=1.21

Condensing region

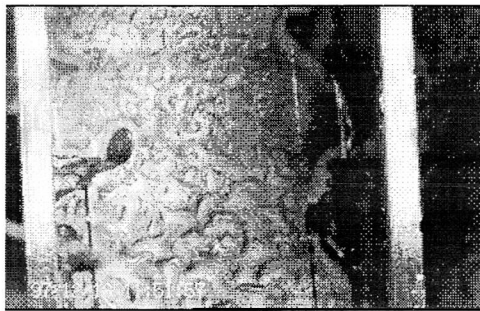
図 5—4 フィン付き伝熱管（ピッチ 5mm）を用いた蒸気注入による凝縮実験





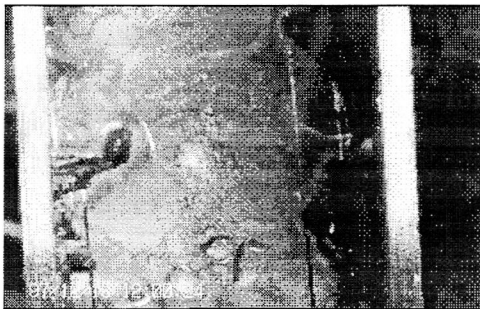
$T_w(\text{pred.})=64.4\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=117.2\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=53.0\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=13100$  、  $\text{Air ratio}=1.37$

No condensing region



$T_w(\text{pred.})=57.4\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=118.3\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=53.1\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=13200$  、  $\text{Air ratio}=1.36$

Condensing region



$T_w(\text{pred.})=49.0\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=119.8\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=53.3\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=13300$  、  $\text{Air ratio}=1.35$

Condensing region

図 5—5 フィン付き伝熱管(ピッチ 10mm)を用いた凝縮実験



$T_w(\text{pred.})=75.5\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=117.5\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=73.3\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=14600$  、  $\text{Air ratio}=1.22$

Condensing region



$T_w(\text{pred.})=72.7\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=117.3\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=73.1\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=14900$  、  $\text{Air ratio}=1.23$

Condensing region



$T_w(\text{pred.})=70.1\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=117.6\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=73.3\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=14800$  、  $\text{Air ratio}=1.22$

Condensing region



$T_w(\text{pred.})=65.9\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_f=128.9\ (^{\circ}\text{C})$  、  $T_{\text{sat}}=73.3\ (^{\circ}\text{C})$  、  $\text{Re}=14700$  、  $\text{Air ratio}=1.22$

Condensing region

図 5—6 フィン付き伝熱管(ピッチ 10mm)を用いた蒸気注入による凝縮実験

## 5.2 凝縮水の性状

空気比と凝縮水 pH の関係を図 5—7 に示す。

本実験では、凝縮領域において凝縮液滴を採取してその pH を測定した。

凝縮水 pH はボイラ燃焼での空気比に依存することなく pH 約 4.5 程度であった。

凝縮状況の観察結果から凝縮を伴う伝熱面表面では、乾きと滴状凝縮が繰り返し起こるため、材料的にも耐腐食性を必要とする。本実験では都市ガス 13A を燃料に用いているため実際には燃料中に硫黄分は含有していないが、硫黄分が原因となる低温腐食以外に、空気比過大ともなると燃焼時に過剰空気を起因とする NO<sub>x</sub> を生成し結果として硝酸塩による腐食が予測される。又本実験での温水ボイラは拡散バーナを用いている。

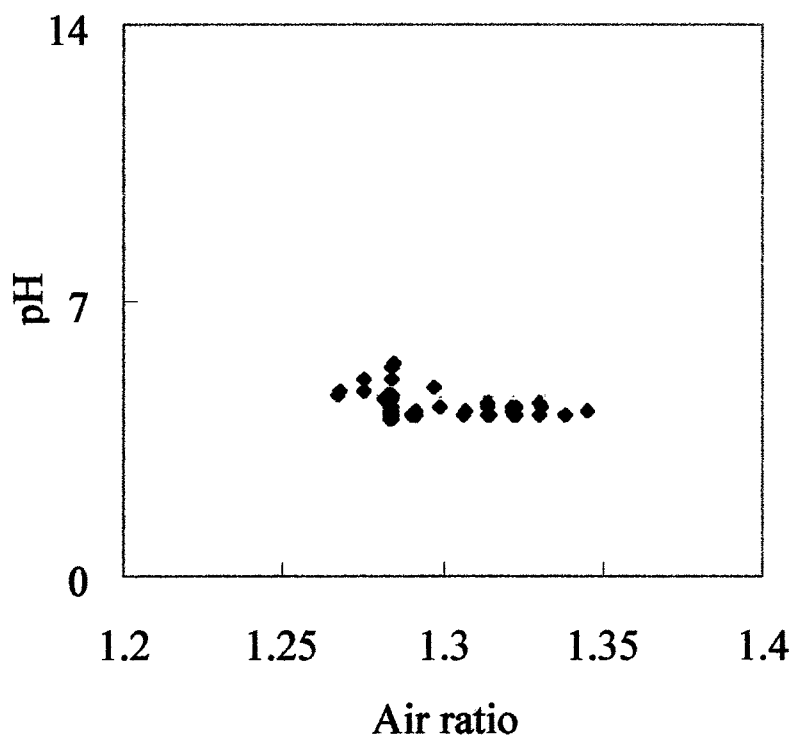


図 5—7 空気比と凝縮水 pH の関係

## 5.3 伝熱面温度分布

### 5.3.1 裸管伝熱管を用いた凝縮実験

裸管伝熱管の平均伝熱面温度は、外周 5 箇所の温度を算術平均している。

無蒸気注入による凝縮実験の平均伝熱面温度と伝熱管外周  $0^{\circ}$ 、 $45^{\circ}$ 、 $135^{\circ}$  の三点での温度の比較を図 5—8 に示す。

この時、排ガス主流での水蒸気質量濃度  $0.11 \text{ (kg/kg)}$  排ガス露点  $T_{\text{sat}}=53.3 \text{ (}^{\circ}\text{C)}$

平均伝熱面温度が排ガス露点以下（凝縮領域）では、伝熱面外周で最大  $6^{\circ}\text{C}$  の温度差を生じている。乾き領域では、温度差はほとんど生じていない。

凝縮領域は、凝縮潜熱の回収を含めた伝熱が行われるため、伝熱量の増大から局所での伝熱面に温度差が生じ最上部より  $135^{\circ}$  近傍では、かなり温度が低下している。最上部より  $135^{\circ}$  の熱電対温度は他と比較し最低温度となっており  $135^{\circ}$  近傍より凝縮が開始している観察結果と一致する結果となった。

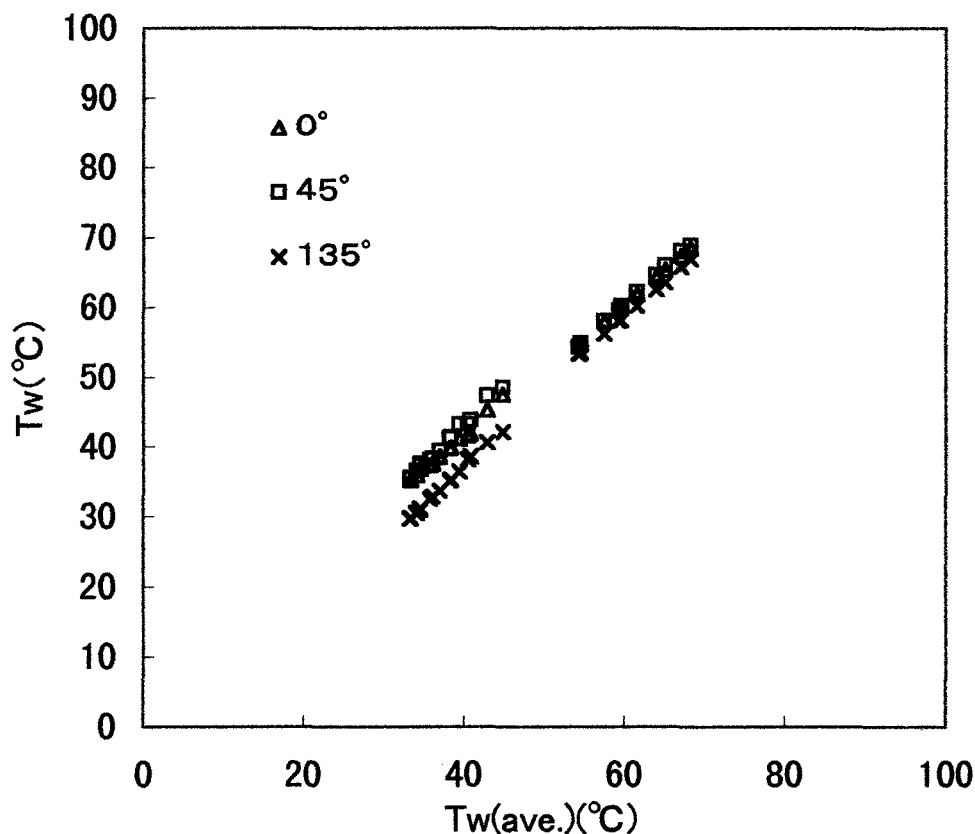


図 5—8 平均伝熱面温度と伝熱面外周  $0^{\circ}$ 、 $45^{\circ}$ 、 $135^{\circ}$  点温度の関係



### 5.3.2 裸管伝熱管を用いた蒸気注入による凝縮実験

以下の条件による裸管伝熱管を用いた凝縮実験での平均伝熱面温度と伝熱管外周  $0^\circ$ 、 $45^\circ$ 、 $135^\circ$  の三点での温度の比較を図 5—9 に示す。

蒸気注入量 35kg/h

排ガス流れ  $Re=16500$ 、水蒸気質量濃度 0.24 (kg/kg)、排ガス露点  $T_{sat}=71.6 (^\circ C)$

蒸気注入を行った場合伝熱面表面に温度差が最大  $15^\circ C$  生じている。

排ガス主流と伝熱面での水蒸気濃度差が増大し無蒸気注入実験と比較し凝縮熱流束が増大する。そのため伝熱量が増大することにより伝熱面局所での温度差がさらに増大し各ポイントでの熱流束が異なっていると考えられる。壁面において最低温度となる最上部より  $135^\circ$  近傍では伝熱が促進されており高熱流束が得られている結果となった。

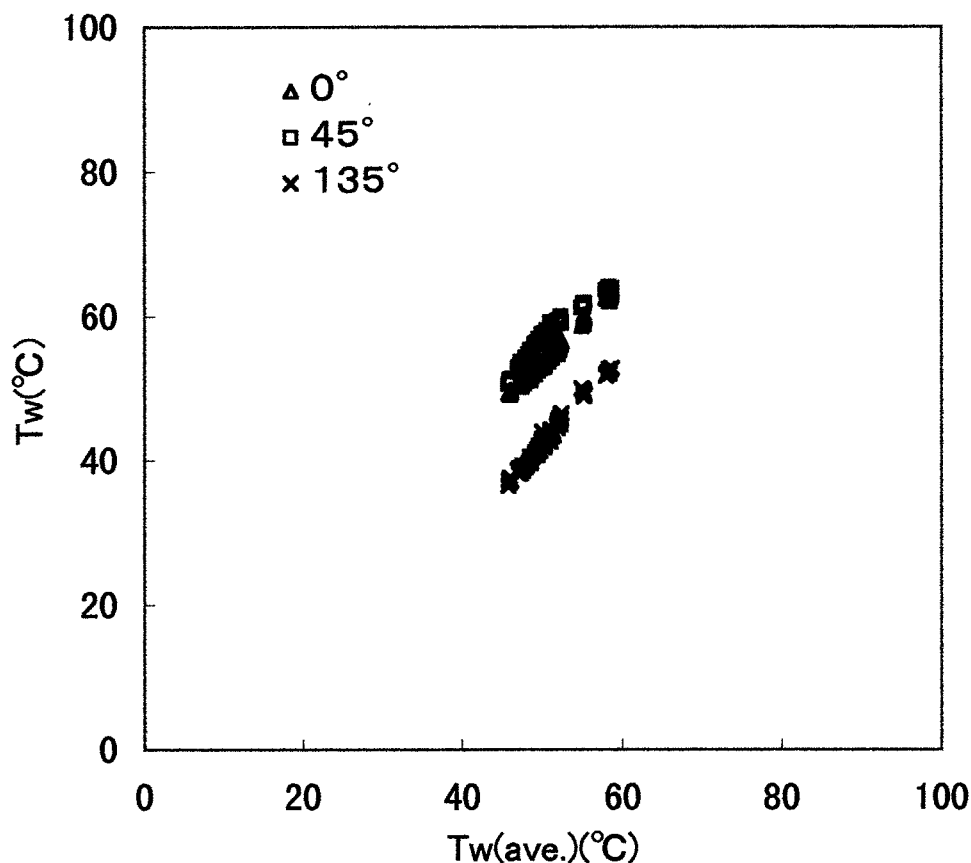


図 5—9 平均伝熱面温度と伝熱面外周  $0^\circ$ 、 $45^\circ$ 、 $135^\circ$  点温度の関係

## 5.4 計算結果

### 5.4.1 裸管伝熱管を用いた凝縮実験

裸管伝熱管を用いた無蒸気注入の凝縮実験の平均伝熱面温度  $T_w(\text{ave.})$  と熱流束の関係を図 5—10 から図 5—15 に示す。

平均伝熱面温度は裸管伝熱面では、外周 5 箇所×3 本の熱電対で計測した値の平均値を用い整理しており、横軸に平均伝熱面温度、縦軸に熱流束を示し、経験式より求めた値を線分とし、実験より求めた値を点とし比較を行った。

平均伝熱面温度が約 54℃で凝縮熱流束が発生し不凝縮領域の対流熱流束と比較し凝縮領域では、総合熱流束は増大しており、高い熱伝達特性を示している。

また、予測値と実測値も程よく一致している。また、実測での凝縮熱流束が予測値より一定の割合で低いのは、凝縮量採取する段階での取りこぼし等による計測誤差と考えられる。

### 5.4.2 裸管伝熱管を用いた蒸気注入による凝縮実験

裸管伝熱管を用いた蒸気注入による凝縮実験の平均伝熱面温度  $T_w(\text{ave.})$  と熱流束の関係を図 5—16 から図 5—21 に示す。

蒸気注入量により排ガス露点は上昇し水蒸気質量濃度 0.28(kg/kg)では、約 74.8℃となる。伝熱面温度が排ガス露点近傍では、予測値と実測値が程よく一致している。しかし、伝熱面温度を低下させ、排ガス主流と伝熱面での水蒸気質量濃度差が増大していくと、実測値は、予測値を上回る傾向となった。

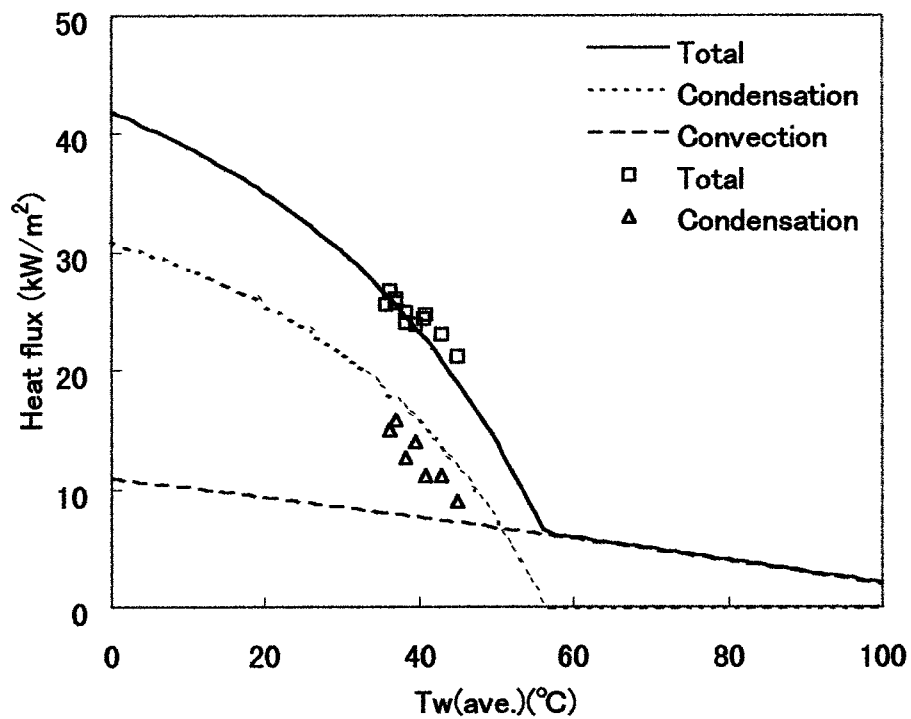


図 5—10 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 119.7  
 Average Re.  
 14000  
 Average dewpoint (°C)  
 54.2  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.105  
 Average air ratio  
 1.28  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 214.7

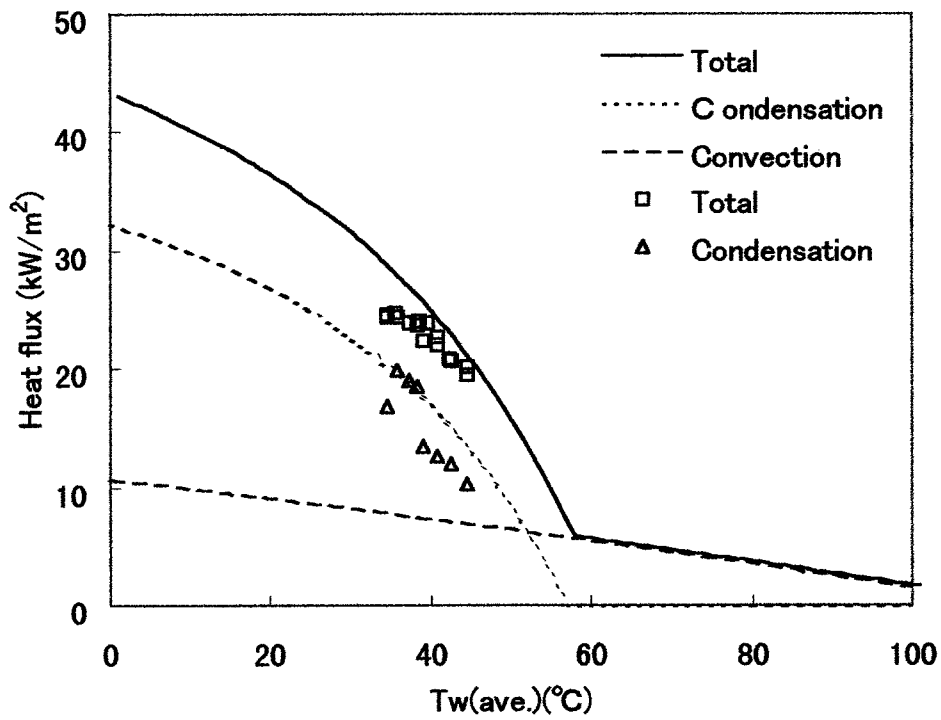


図 5—11 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)

115.3

Average Re.

14500

Average dewpoint. °C)

53.5

Average steam mass conc. (kg/kg)

0.108

Average air ratio

1.30

Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)

220.9

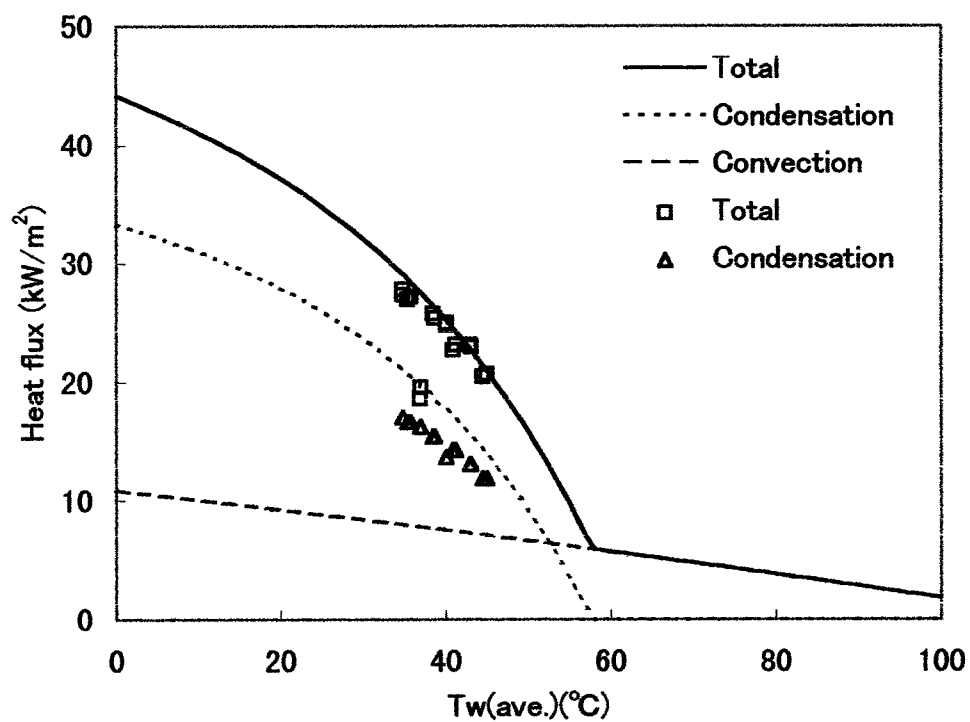


図 5—12 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. ( $^\circ\text{C}$ )  
 117.5  
 Average Re.  
 14200  
 Average dewpoint ( $^\circ\text{C}$ )  
 54.0  
 Average steam mass conc. ( $\text{kg/kg}$ )  
 0.111  
 Average air ratio  
 1.28  
 Flow rate ( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ )  
 216.8

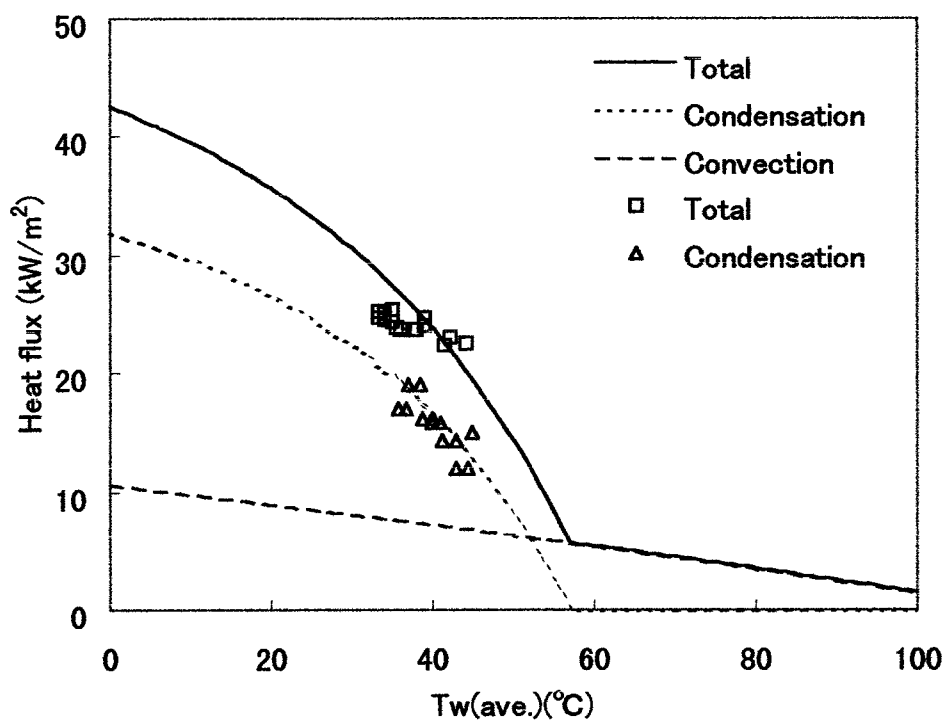


図 5—13 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 114.3  
 Average Re.  
 14400  
 Average dewpoint (°C)  
 54.0  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.108  
 Average air ratio  
 1.28  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 219.0

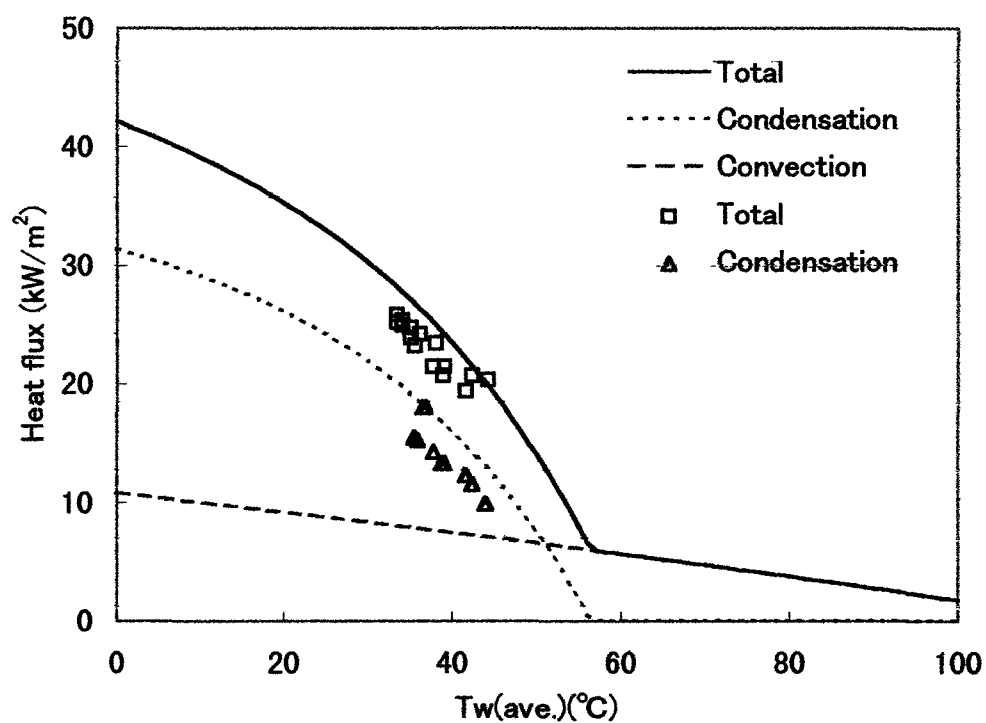


図 5—14 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 116.9  
 Average Re.  
 14200  
 Average dewpoint (°C)  
 54.0  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.106  
 Average air ratio  
 1.28  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 216.2

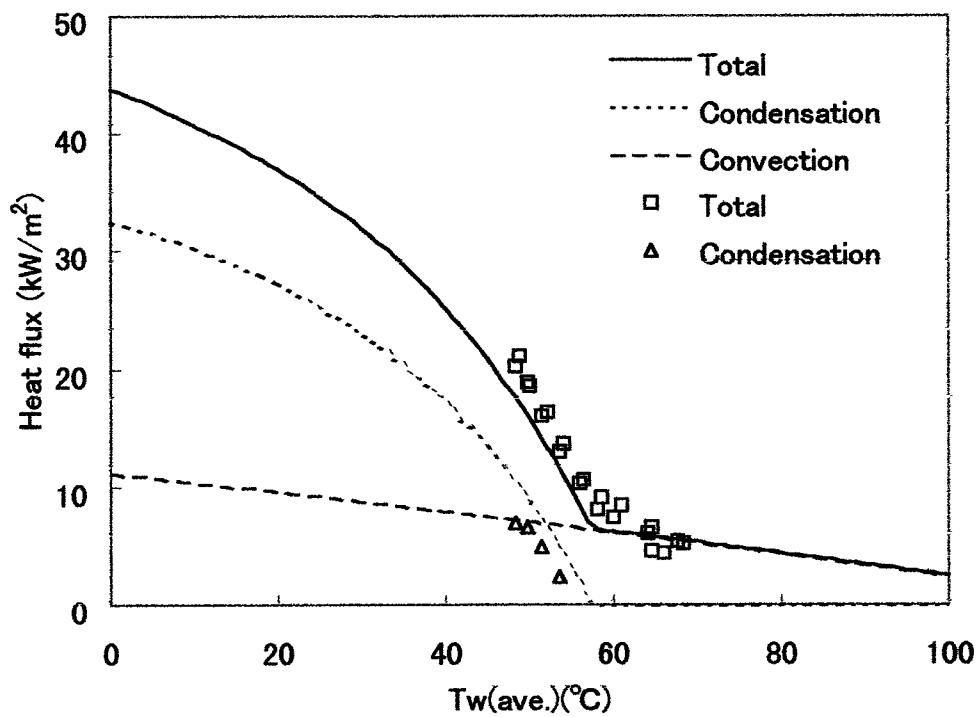


図 5—15 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 124.0  
 Average Re.  
 13500  
 Average dewpoint (°C)  
 53.9  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.110  
 Average air ratio  
 1.27  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 212.7



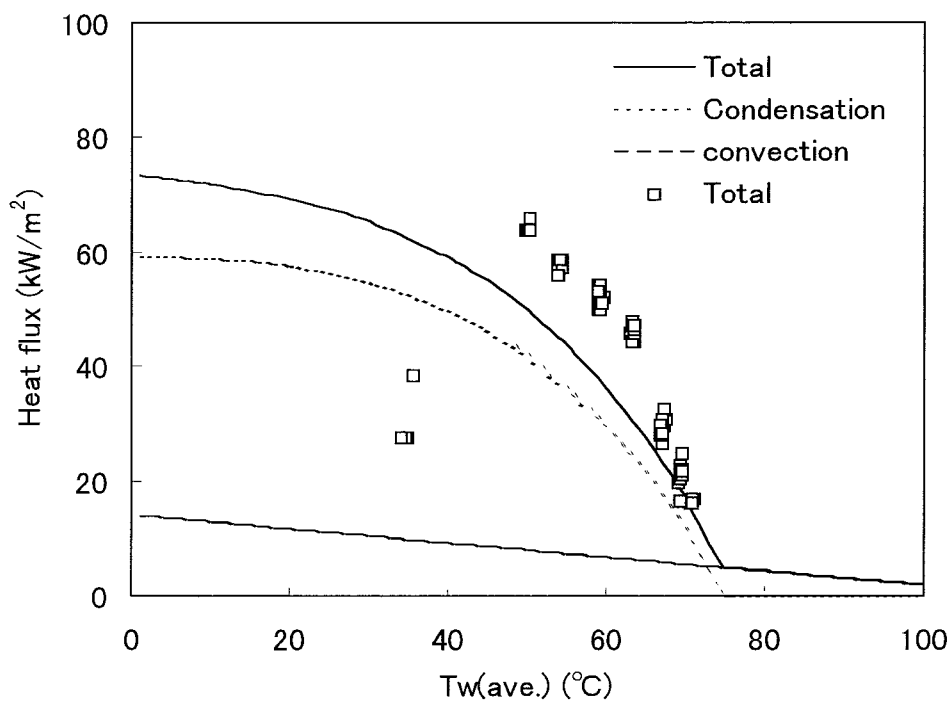


図 5—16 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp.(°C)  
 113.4  
 Average Re.  
 17600  
 Average dewpoint (°C)  
 74.8  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.280  
 Average air ratio  
 1.21  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 267.9  
 Injected steam mass (kg/h)  
 52.0

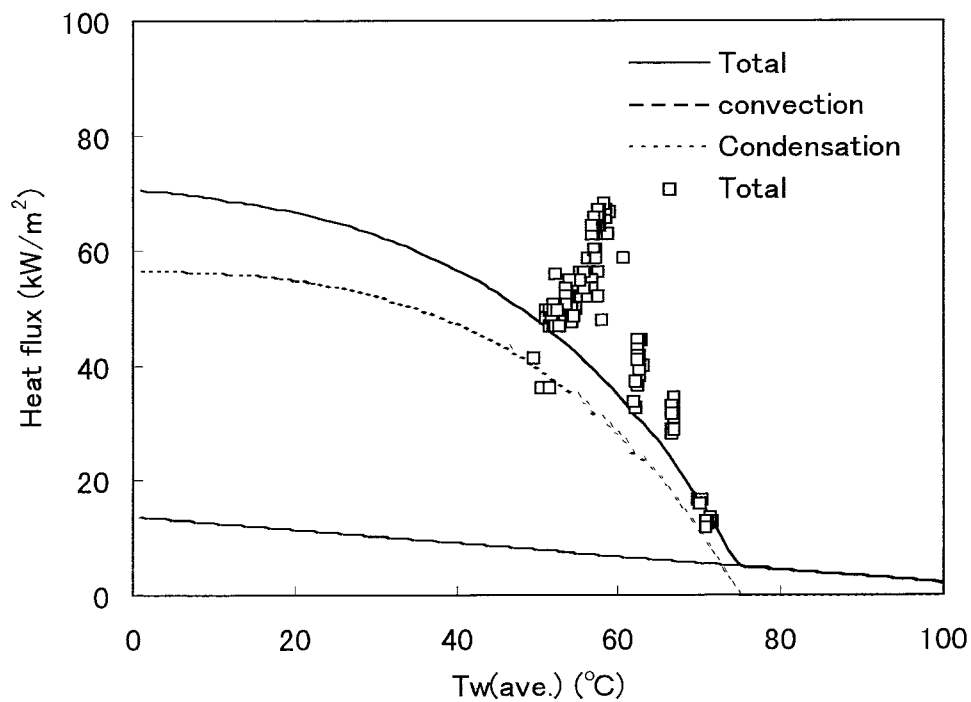


図 5—17 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp.(°C)

115.7

Average Re.

17100

Average dewpoint (°C)

74.5

Average steam mass conc.(kg/kg)

0.275

Average air ratio

1.19

Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)

257.3

Injected steam mass (kg/h)

46.1

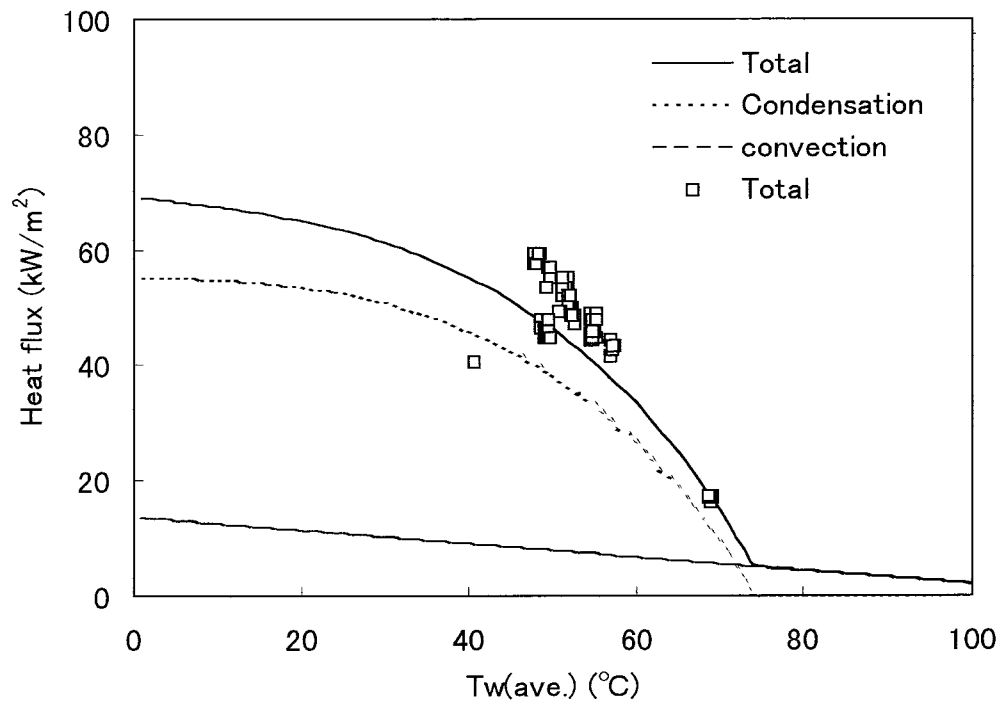


図 5—18 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp.(°C) .

115.3

Average Re.

17200

Average dewpoint (°C)

74.8

Average steam mass conc.(kg/kg)

0.275

Average air ratio

1.19

Flow rate( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ )

256.0

Injected steam mass (kg/h)

43.4

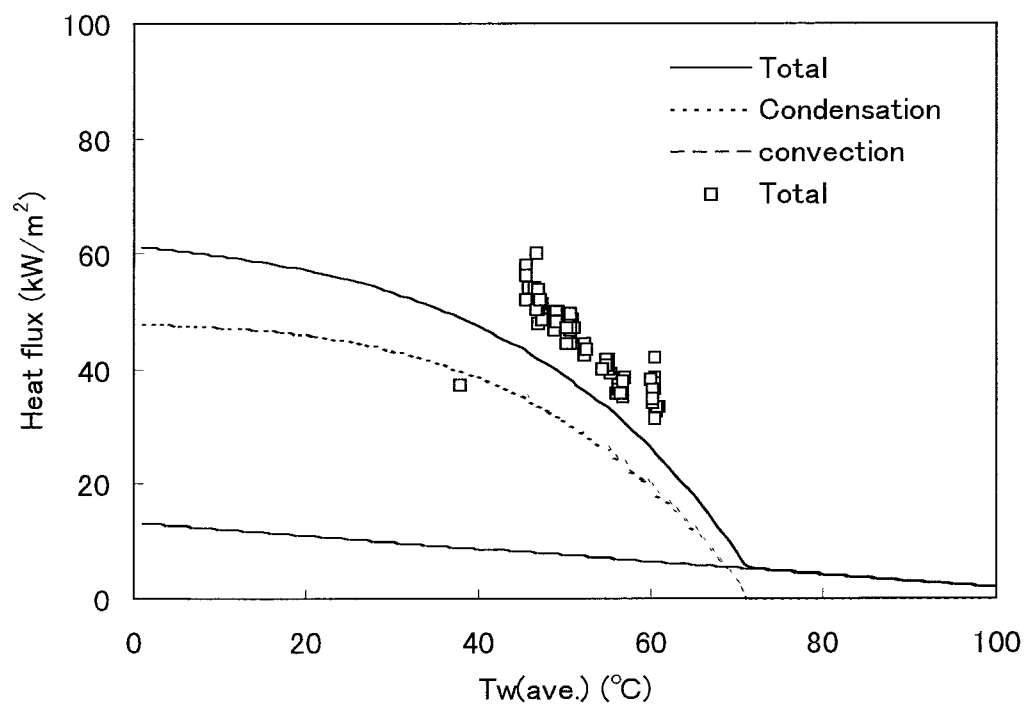


図 5—19 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp.( $^{\circ}\text{C}$ ) .  
 115.1  
 Average Re.  
 16500  
 Average dewpoint ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 71.6  
 Average steam mass conc.(kg/kg)  
 0.237  
 Average air ratio  
 1.20  
 Flow rate( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ )  
 244.0  
 Injected steam mass (kg/h)  
 31.6

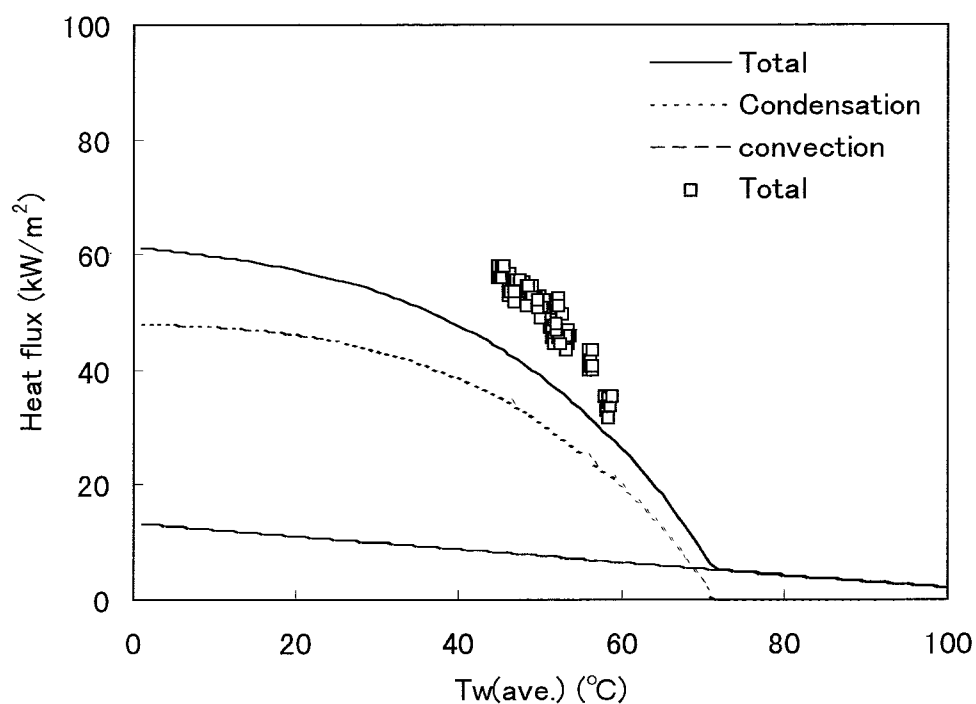


図 5—20 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C) .

115.7

Average Re.

16600

Average dewpoint (°C)

71.6

Average steam mass conc.(kg/kg)

0.237

Average air ratio

1.21

Flow rate( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ )

244.7

Injected steam mass (kg/h)

31.8

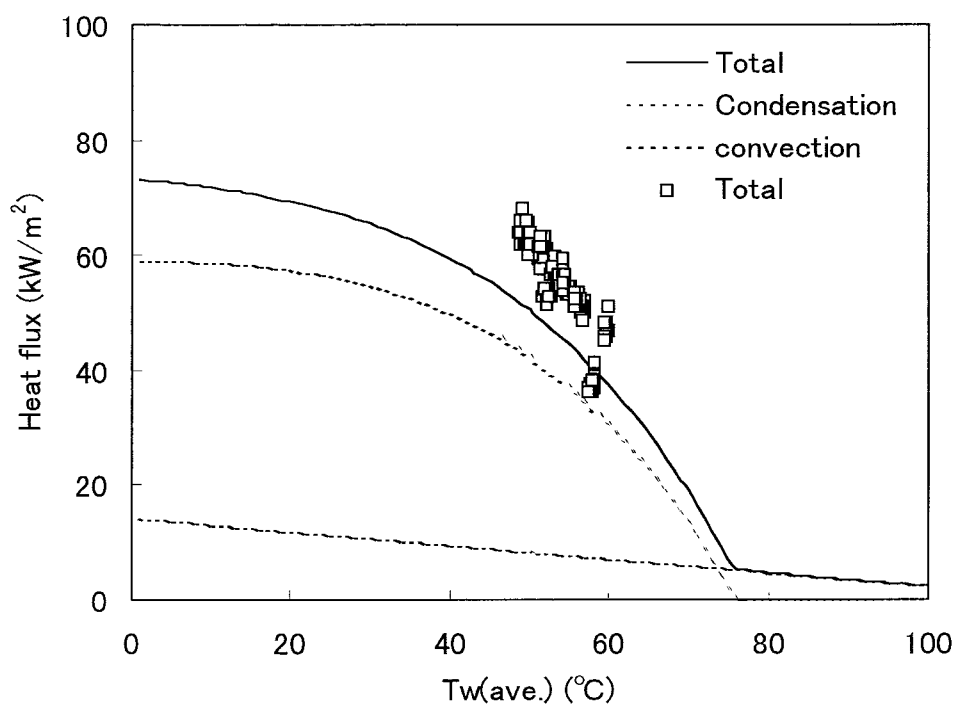


図 5—21 平均伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C) .  
 117.0  
 Average Re.  
 17600  
 Average dewpoint (°C)  
 74.8  
 Average steam mass conc.(kg/kg)  
 0.278  
 Average air ratio  
 1.18  
 Flow rate( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ )  
 262.0  
 Injected steam mass (kg/h)  
 50.0

#### 5.4.3.フィン付き管(ピッチ 5mm)を用いた凝縮実験

フィン付き管を用いた無蒸気注入の凝縮実験の予測伝熱面温度  $T_w(\text{pred.})$  と熱流束の関係を図 5—22 から図 5—27 に示す。

フィン付き管表面温度は管内熱伝達率を用い計算で求めた。

予測値においてフィン付き管では、伝熱面温度が排ガス露点以下になると、フィン効率の低下にともない対流熱流束がいったん低下した後、再度上昇する。

本実験においてフィン付き管の整理方法として凝縮量域での平均熱伝達率を対流及び凝縮での伝熱機構両方を考慮しているため凝縮領域では、見かけの平均熱伝達率が増大する。そのためフィン効率が低下し、対流伝熱による熱流束はいったん低下する。

実測値は不規則にばらつく。予測によるフィン根元温度は、冷却水側から求めた総合熱量を基に算出しているため、数℃の温度差により予測伝熱面温度が影響を受けるため、その誤差と考えられる。

#### 5.4.4.フィン付き管(ピッチ 5mm)を用いた蒸気注入による凝縮実験

フィン付き管を用いた蒸気注入による凝縮実験の予測伝熱面温度  $T_w(\text{pred.})$  と熱流束の関係を図 5—28 から図 5—30 に示す。

無蒸気注入と同様、実測値の熱流束には管内平均熱伝達率を用い計算した伝熱面温度を対応させており、予測値と実測値の比較はばらついた結果となった。

蒸気注入をした場合と蒸気注入をしていない場合での実測値の総合熱流束の比較では、蒸気注入を行った場合が上回っている。このため排ガス主流と伝熱面での水蒸気濃度差の増加による凝縮熱流束の増加に伴った結果と考えられ計算で求めた予測伝熱面温度にばらつきはあるが水蒸気濃度の影響を示す結果となった。

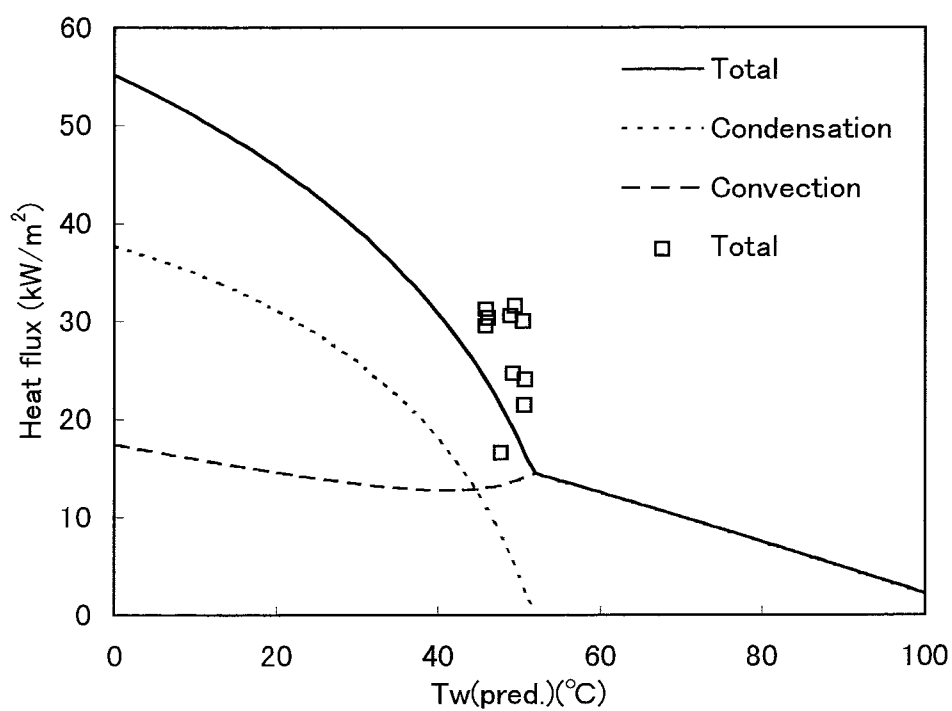


図 5—22 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 108.2  
 Average Re.  
 15300  
 Average dewpoint (°C)  
 50.3  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.087  
 Average air ratio  
 1.47  
 Flow rate ( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ )  
 249.8  
 Injected steam mass (kg/h)  
 0



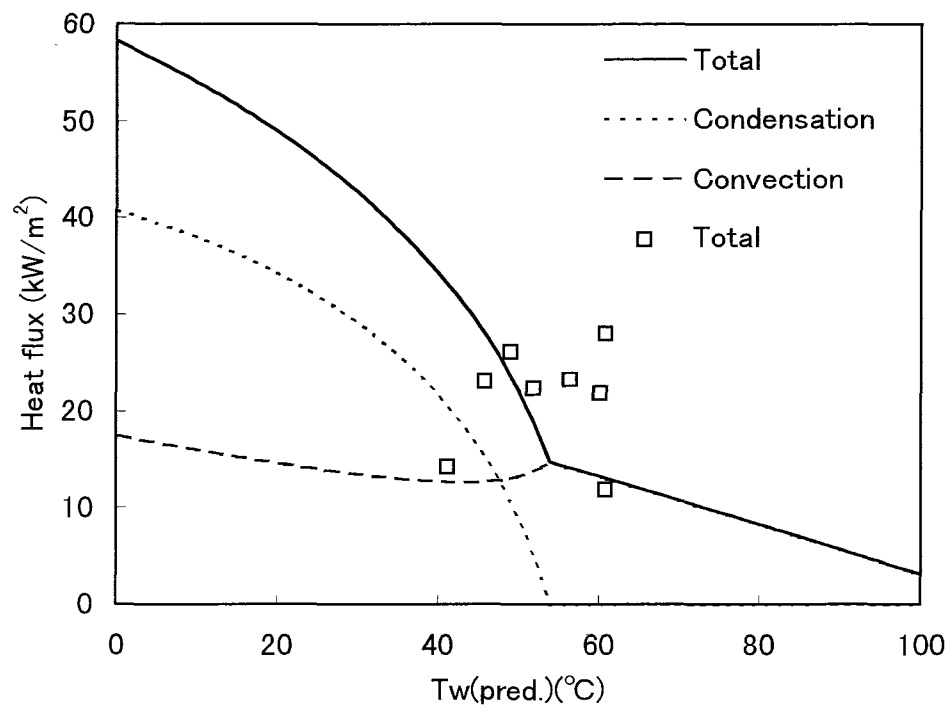


図 5—23 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 111.4  
 Average Re.  
 14900  
 Average dewpoint (°C)  
 52.7  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.096  
 Average air ratio  
 1.44  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 245.9  
 Injected steam mass (kg/h)  
 0

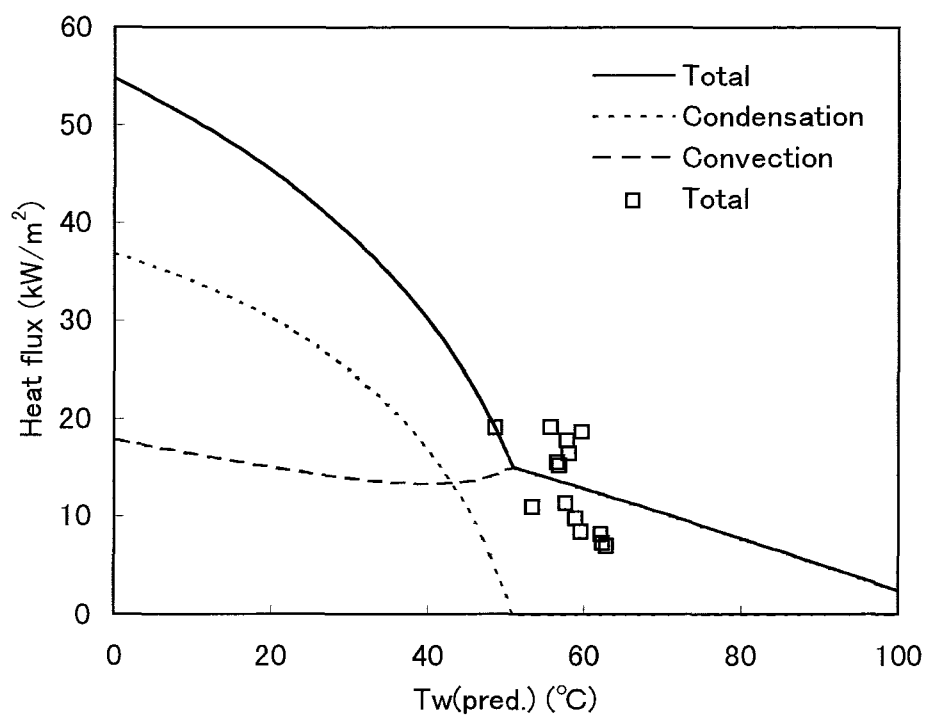


図 5—24 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 108.9  
 Average Re.  
 15500  
 Average dewpoint (°C)  
 49.3  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.084  
 Average air ratio  
 1.51  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 258.4  
 Injected steam mass (kg/h)  
 0

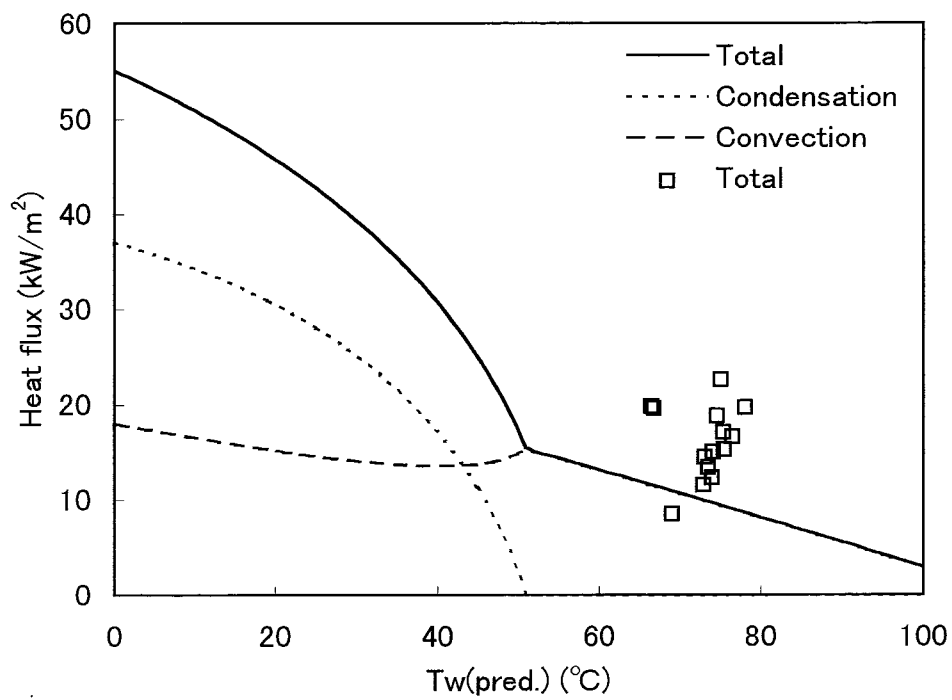


図 5—25 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp.(°C)  
 110.9  
 Average Re.  
 14500  
 Average dewpoint (°C)  
 49.6  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.085  
 Average air ratio  
 1.55  
 Flow rate ( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ )  
 259.7  
 Injected steam mass (kg/h)  
 0

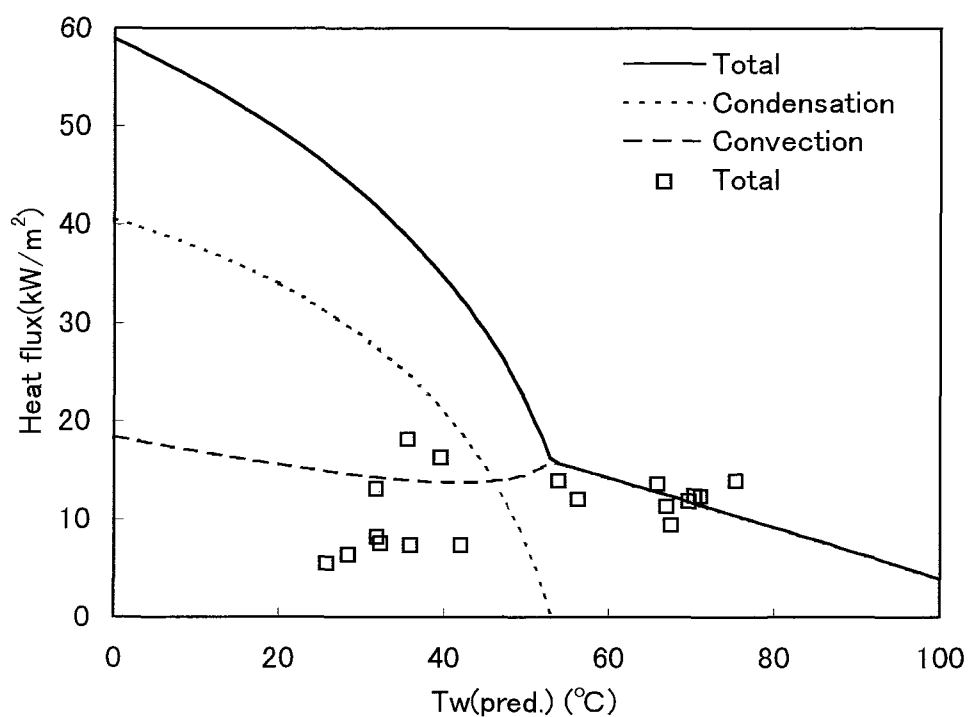


図 5—26 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 114.2  
 Average Re.  
 15300  
 Average dewpoint (°C)  
 51.8  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.093  
 Average air ratio  
 1.50  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 249.8  
 Injected steam mass (kg/h)  
 0

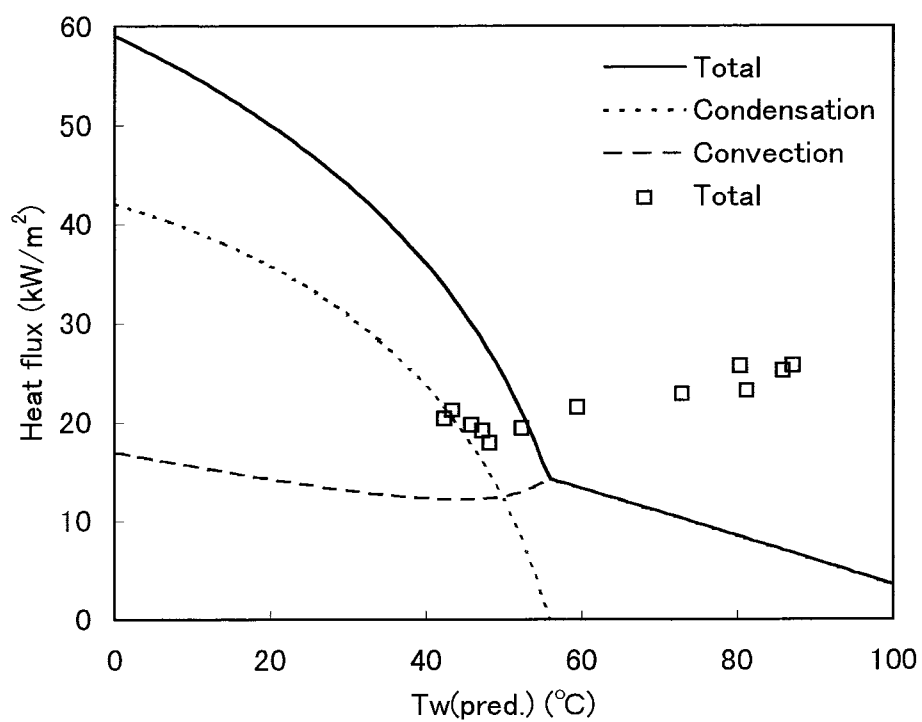


図 5—27 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 113.6  
 Average Re.  
 13666  
 Average dewpoint (°C)  
 54.5  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.102827692  
 Average air ratio  
 1.34  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 230.3  
 Injected steam mass (kg/h)  
 0

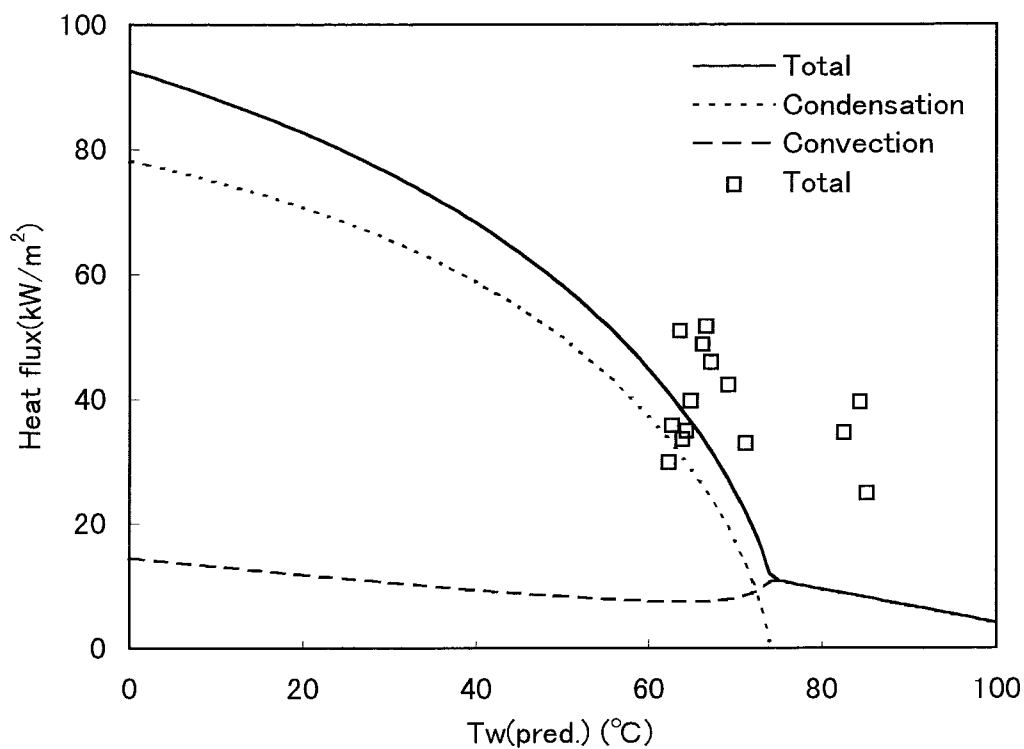


図 5—28 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp.(°C)  
 114.6  
 Average Re.  
 16200  
 Average dewpoint (°C)  
 75.9  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.291  
 Average air ratio  
 1.23  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 277.4  
 Injected steam mass (kg/h)  
 51.1

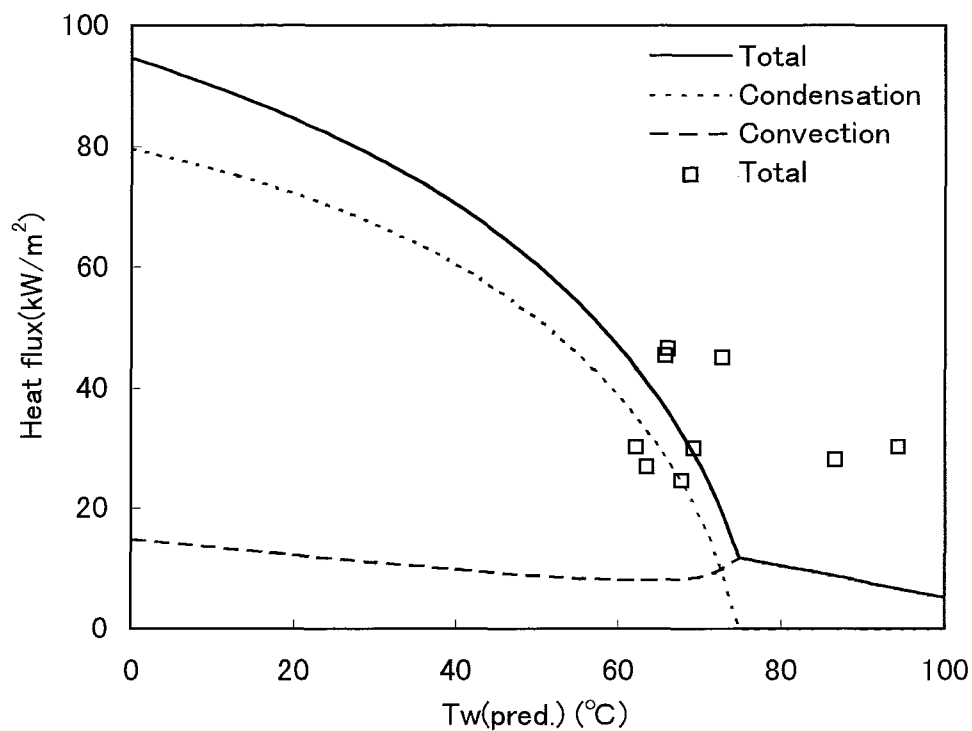


図 5—29 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp.(°C)  
 118.7  
 Average Re.  
 15800  
 Average dewpoint (°C)  
 75.9  
 Average steam mass conc.(kg/kg)  
 0.291  
 Average air ratio  
 1.21  
 Flow rate(m³N/h)  
 271.8  
 Injected steam mass(kg/h)  
 50.2

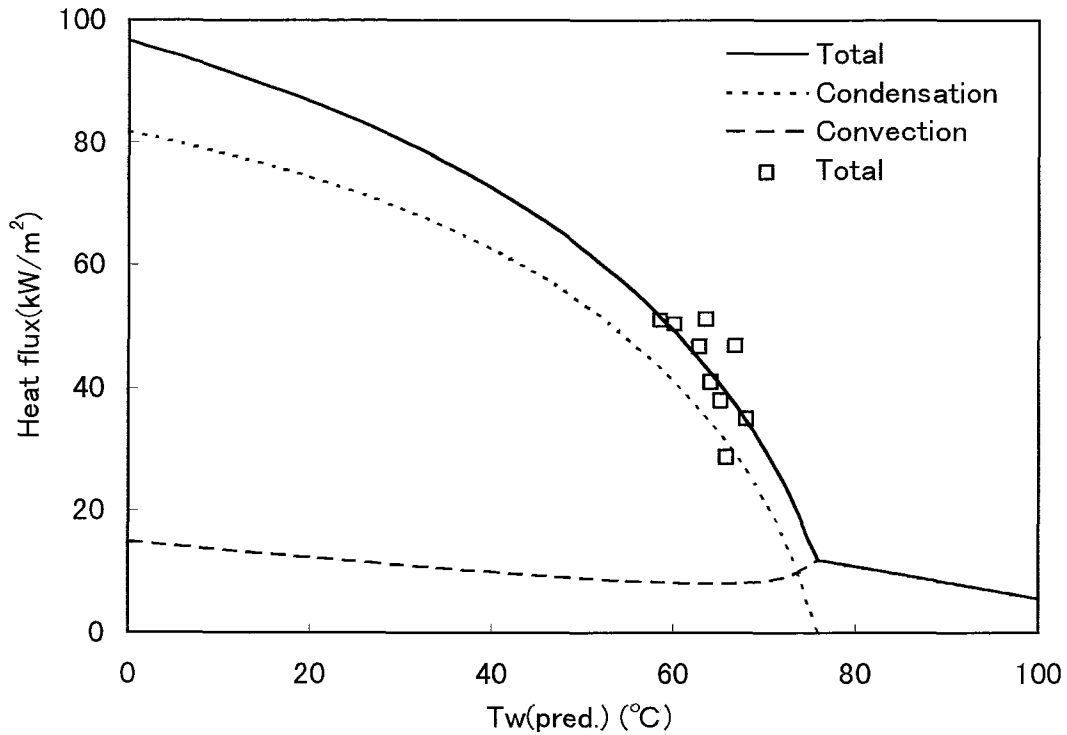


図 5—30 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp.(°C)  
 120.2  
 Average Re.  
 15470  
 Average dewpoint (°C)  
 75.9  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.291  
 Average air ratio  
 1.19  
 Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 261.7  
 Injected steam mass (kg/h)  
 50.2



#### 5.4.5.フィン付き管(ピッチ 10mm)を用いた凝縮実験

フィン付き管を用いた無蒸気注入の凝縮実験の予測伝熱面温度  $T_w(\text{pred.})$  と熱流束の関係を図 5—31 から図 5—32 に示す。

裸管とフィン付き管の実測値及び予測値を比較した場合、実測値及び予測値ともにほぼ同等の値となる結果となった。

計算で求めた予測伝熱面温度と計測により求めた熱流束の関係は予測値と一致する傾向となった

#### 5.4.6.フィン付き管(ピッチ 10mm)を用いた蒸気注入による凝縮実験

フィン付き管を用いた蒸気注入による凝縮実験の予測伝熱面温度  $T_w(\text{pred.})$  と熱流束の関係を図 5—33 から図 5—35 に示す。

伝熱面温度が排ガス露点付近では、計算で求めた予測伝熱面温度と計測により求めた熱流束の関係は予測値と一致する傾向となった。また、凝縮領域では、裸管を用いた実験結果と同様の傾向があり、実測値が予測値を大きく上回る傾向となった。

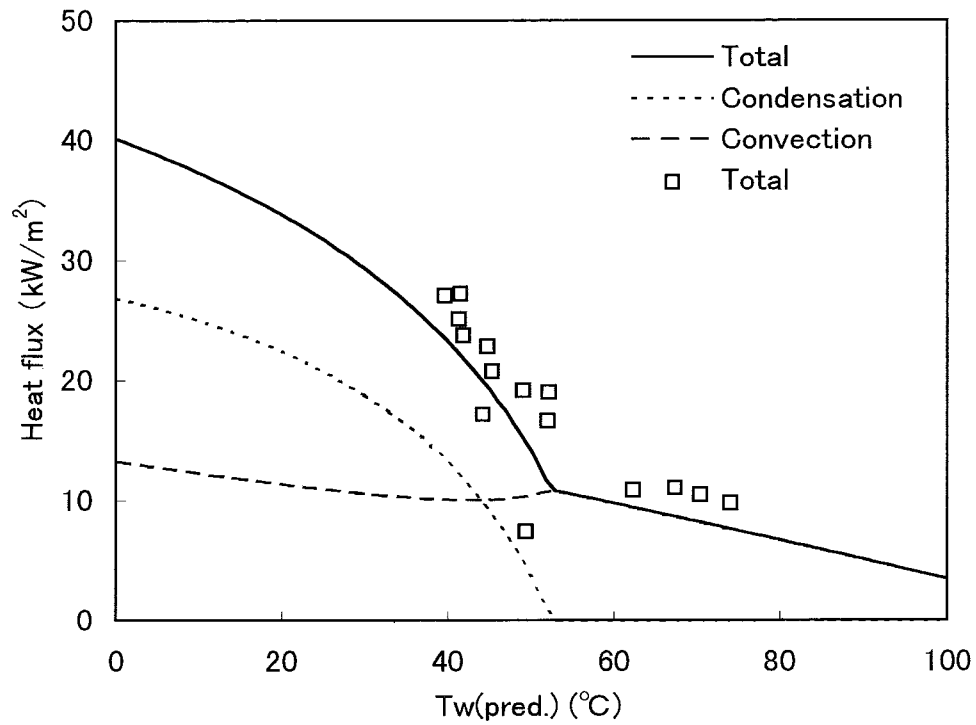


図 5—31 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 120.5  
 Average Re.  
 13500  
 Average dewpoint (°C)  
 51.1  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.090  
 Average air ratio  
 1.36  
 Flow rate(m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 229.6  
 Injected steam mass (kg/h)  
 0

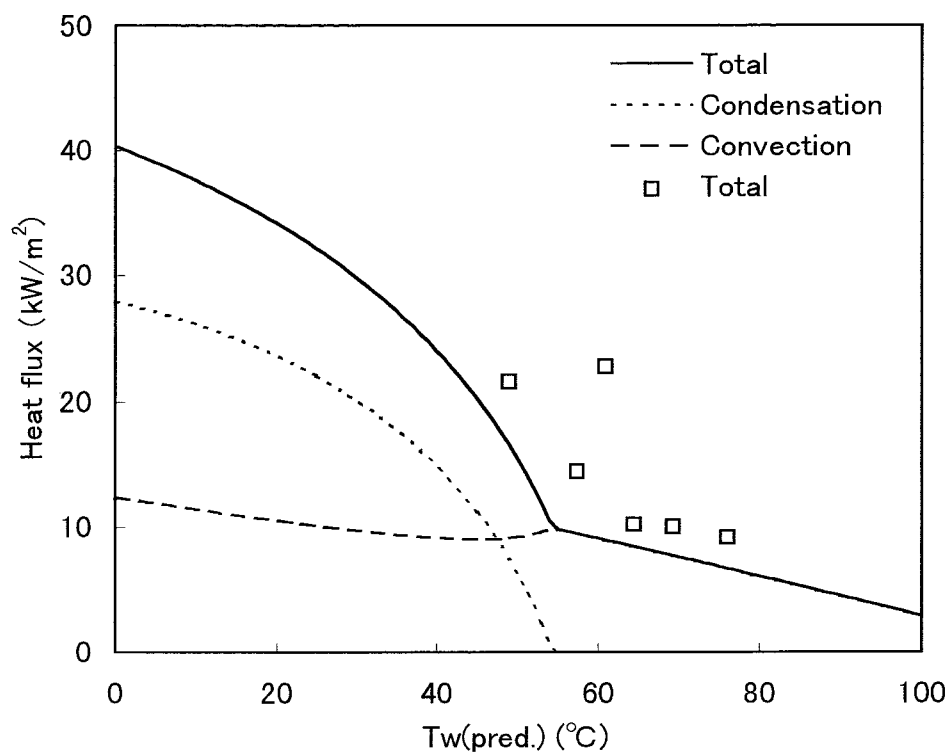


図 5—32 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas Temp. (°C)  
 117.6  
 Average Re.  
 13000  
 Average dewpoint. (°C)  
 53.1  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.097  
 Average air ratio  
 1.35  
 Flow rate(m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)  
 228.0  
 Injected steam mass ( kg/h)  
 0

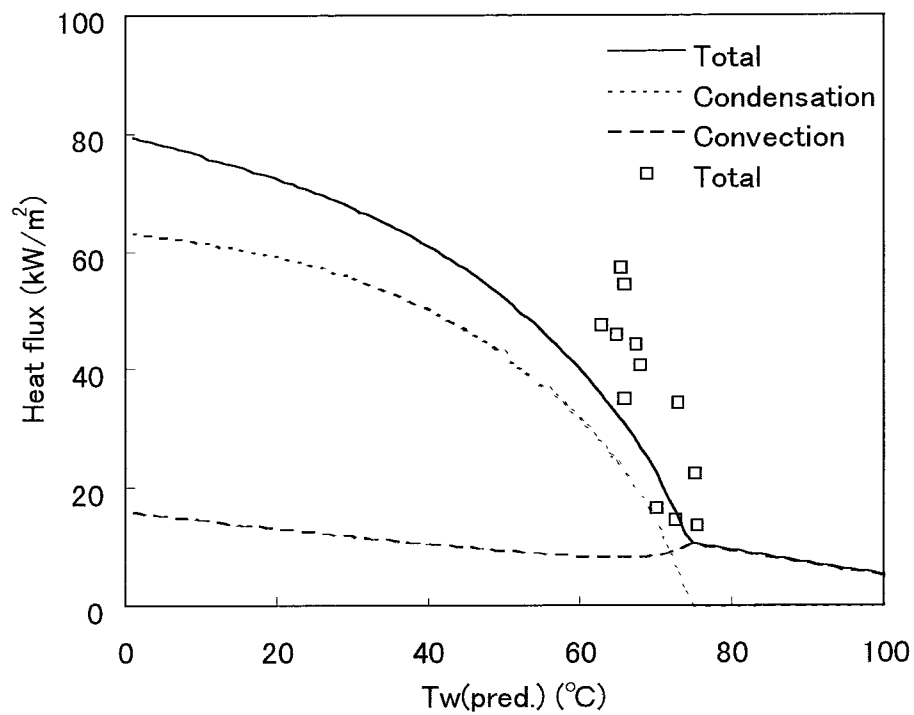


図 5—33 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)

121.5

Average Re.

14700

Average dewpoint (°C)

74.8

Average steam mass conc. (kg/kg)

0.275

Average air ratio

1.21

Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)

260.7

Injected steam mass (kg/h)

45.3

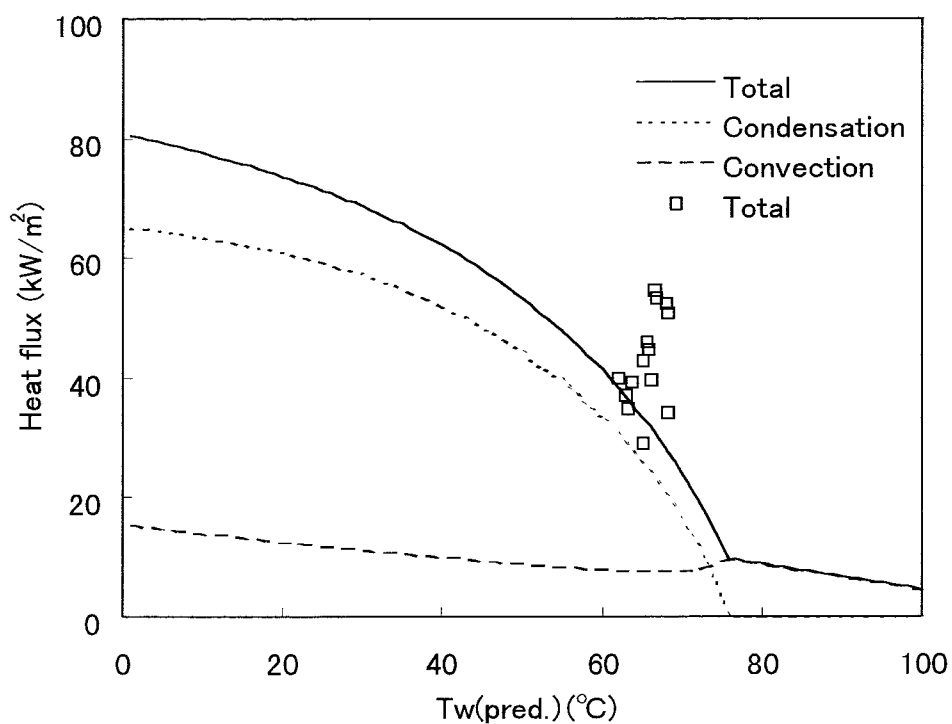


図 5—34 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
 118.4  
 Average Re.  
 15200  
 Average dewpoint. (°C)  
 75.9  
 Average steam mass conc. (kg/kg)  
 0.291  
 Average air ratio  
 1.21  
 Flow rate ( $\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ )  
 267.4  
 Injected steam mass (kg/h)  
 49.5

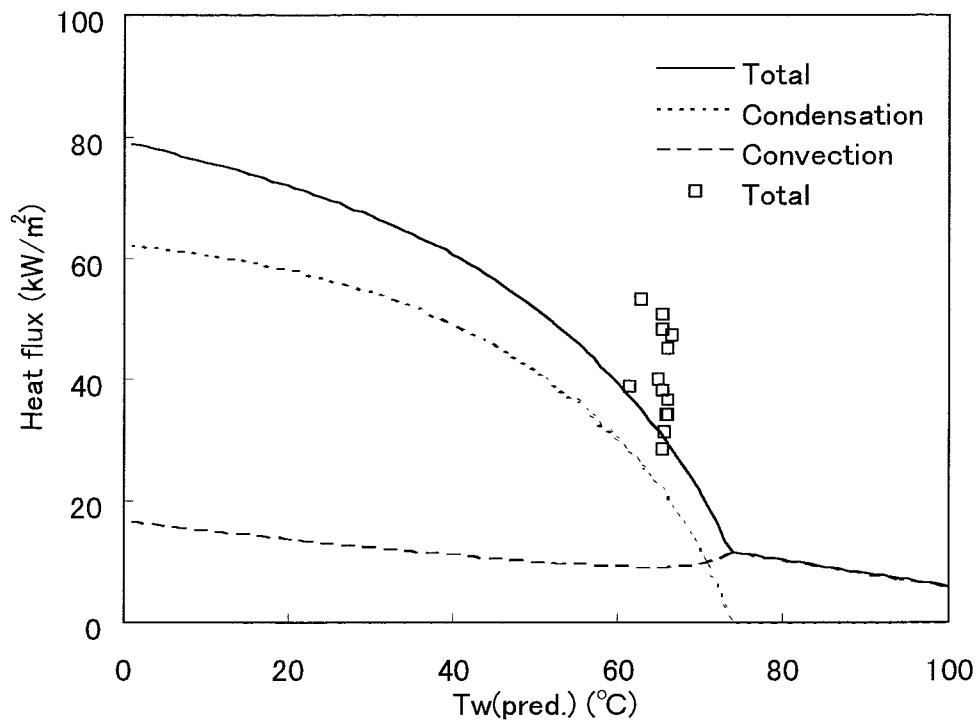


図 5—35 予測伝熱面温度と熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)

124.5

Average Re.

15100

Average dewpoint. (°C)

74.8

Average steam mass conc. (kg/kg)

0.275

Average air ratio

1.22

Flow rate (m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h)

265.7

Injected steam mass (kg/h)

46.2

## 6. 考察

### 6.1 放射伝熱の影響

放射熱流束は、Test 部内壁と伝熱管との間で評価を行う。

二物体間の放射により伝達される熱流束は、

$$Q = 5.67f_{\varepsilon} \left[ \left( \frac{T_{\text{case}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_w}{100} \right)^4 \right] \quad (\text{kW/m}^2)$$

$$\text{但し、} f_{\varepsilon} = \frac{\varepsilon_{\text{case}} \varepsilon_w}{1 - (1 - \varepsilon_{\text{case}})(1 - \varepsilon_w)}$$

$\varepsilon_{\text{case}}$  : Test 部内壁放射率、 $\varepsilon_w$  : 伝熱面放射率

裸管を用いた凝縮実験において総合熱流束に対し放射熱流束の割合を図 6—1 に示す。

実験より計測した Test 部内壁温度は平均 90℃である。

Test 部内壁放射率はポリカーボネイト製であるため、放射率=1を用いた。

伝熱管放射率は、その平均伝熱面温度が排ガス露点より高い場合、この時伝熱面は凝縮液で覆われることはなく材質 SUS316L の放射率=0.4を用い、伝熱面温度が排ガス露点以下の場合伝熱面は凝縮液で覆われるため放射率=1として整理を行った。

通常ボイラ運転時（水蒸気質量濃度 0.11kg/kg、 $T_{\text{sat}}=54.1^{\circ}\text{C}$ ）実験条件において放射熱流束の占める割合は最大約 4.5%である。全熱流束に対し放射熱流束の割合が最大になるのは伝熱面温度が排ガス露点になる凝縮開始寸前である。伝熱面温度が低下し凝縮寸前の壁温であるこの点では、Test 部内壁と伝熱面との温度差があり、かつ凝縮熱流束がないために放射熱流束そのものは微量であるが最大約 4.5%占めることになる。凝縮領域においては、凝縮熱流束が増大するため放射熱流束の占める割合は約 1.8%となる。

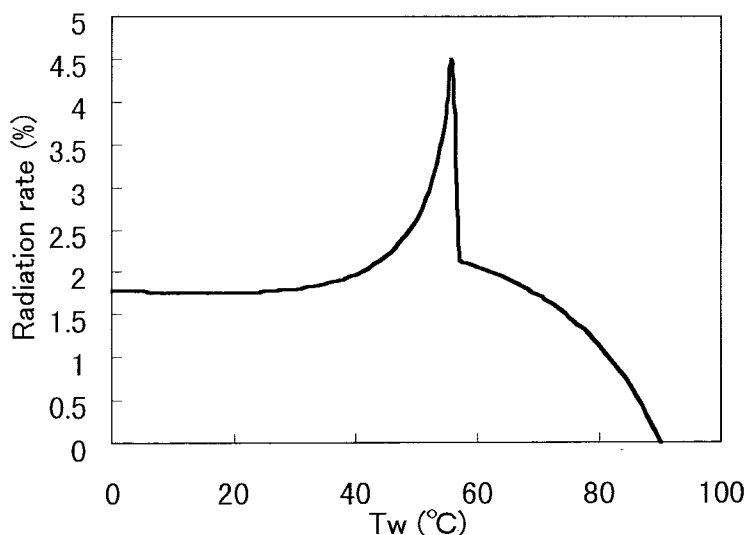


図 6—1 平均伝熱面温度と放射熱流束割合の関係

## 6.2 水蒸気濃度の影響

蒸気注入における水蒸気分圧は以下のように定義している。

$$\text{水蒸気分圧} = \frac{\text{排ガス中の水蒸気量} + \text{蒸気注入量}}{\text{全排ガス量} + \text{蒸気注入量}} \times \text{排ガス全圧}$$

(但し、排ガス中の水蒸気は燃焼過程での  $\text{H}_2\text{O}$  の生成及び供給空気中に含まれる  $\text{H}_2\text{O}$  であり、全排ガス量は理論排ガス量及び過剰空気量とする。)

本実験条件下において予測値での蒸気注入量と総合熱流束の比較を図 6—2 に示す。

蒸気注入により排ガス中の蒸気濃度が上昇した場合水蒸気分圧が高くなり、水蒸気飽和温度(排ガス露点)が上昇する。

この図は、気温  $28^\circ\text{C}$ 、湿度 38%において空気比 1.2 で燃焼したボイラ排ガスでの熱流束を計算したものである。蒸気注入量  $50\text{kg/h}$  での水蒸気質量濃度は  $0.28(\text{kg/kg})$  で排ガス露点は通常運転時(水蒸気質量濃度  $0.11(\text{kg/kg})$ )より約  $20^\circ\text{C}$  上昇することがわかる。対流領域では、排ガス流速の増加による平均熱伝達率の増加が考えられるが、体積流量の増加の影響はあまり受けないことを示している。

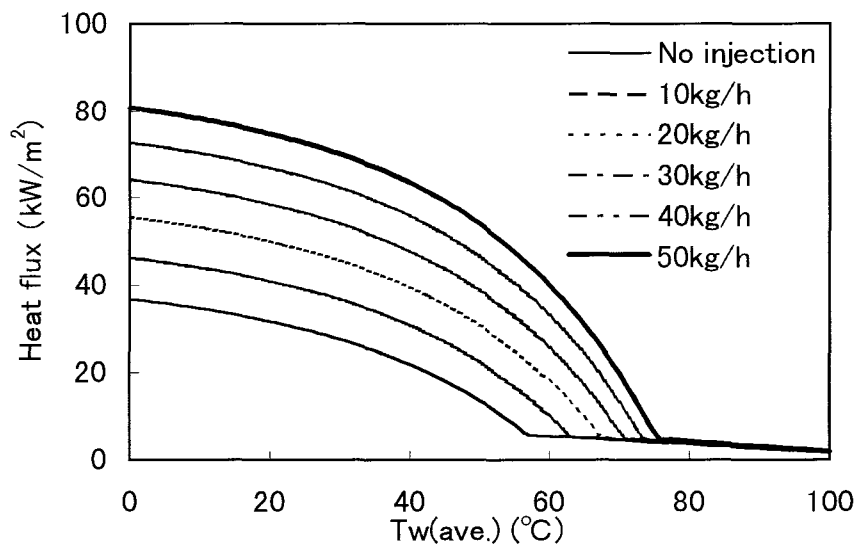


図 6—2 蒸気注入量と熱流束の関係

計算結果において排ガス主流と伝熱面での水蒸気濃度差が増大する凝縮領域では、実測値が予測値を上回る結果となった。この理由に凝縮量が増大する領域では壁面付近で急激な凝縮が起こっており気体から液体に相変化する過程で体積が急激に縮小しこの影響を受け排ガス流れにおいて壁面に直角な速度成分が生じる。物質伝達は、伝熱面に直角な速度成分により促進され質量流束は増加すると考えられ結果として凝縮熱流束は増大すると予想される。よってこのような凝縮量の増大する領域では、速度境界層と濃度境界層が干渉して熱伝達と物質伝達のアナロジーが成り立たなくなっている可能性が考えられる。



### 6.3 フィン効率

平均熱伝達率とフィン効率の関係を図 6—3 に示す。

ESCOA 社の経験式を用いた。

本実験での対流領域での予測平均熱伝達率は、図 6—4 に示す様に約 70 ( $\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$ ) である。よってフィン効率は 0.55 程度と予測される。また凝縮領域では、最大約 350 ( $\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$ ) になるためフィン効率は 0.28 程度となる。

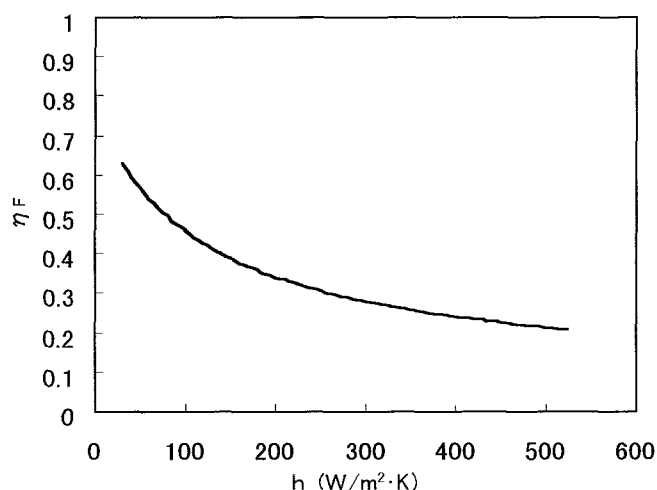


図 6—3 平均熱伝達率  $h$  とフィン効率  $\eta_F$  の関係

水蒸気質量濃度 0.21( $\text{kg}/\text{kg}$ )下での予測値を用い平均伝熱面温度と平均熱伝達率の関係を図 6—4 に示す。

対流領域と凝縮領域ではフィン効率は約 2 倍異なるそのためフィン表面での凝縮が起こらない観察結果の理由の一つと考えられる。

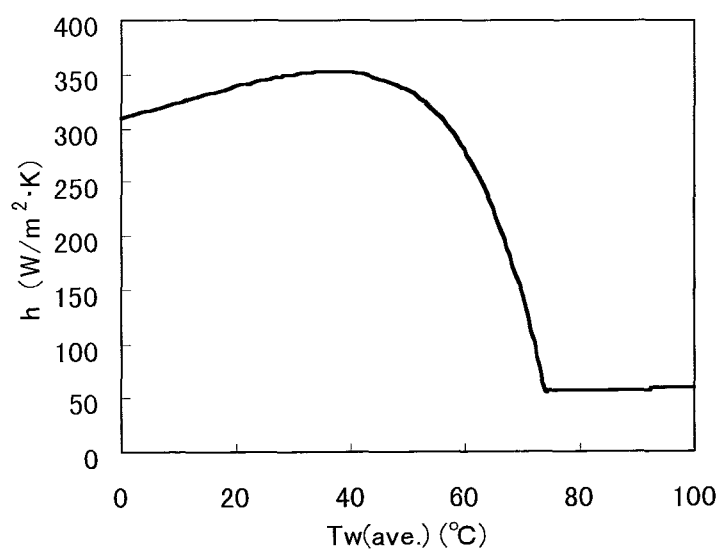


図 6—4 平均伝熱面温度と平均熱伝達率の関係

前述のように凝縮領域ではフィン効率は低下し約 0.28 となりフィン付き管の拡大面効果は有効に働かないと考えられる。

同一条件下での各伝熱面での対流熱流束の比較を図 6—5 に示す。

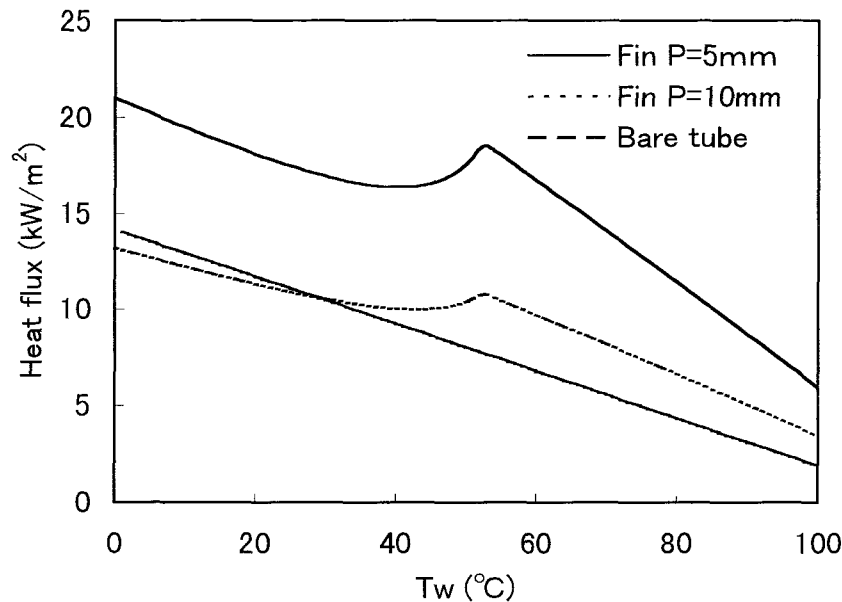


図 6—5 各伝熱面と対流熱流束の関係

Average flue gas temp. (°C)  
120.6  
Average Re.  
14100  
Average dewpoint (°C)  
51.1  
Average steam mass conc. (kg/kg)  
0.09  
Average air ratio  
1.36  
Flow rate (m³<sub>N</sub>/h)  
229.5  
Injected steam mass (kg/h)  
0

上図に示す様に、対流領域ではフィン付き管は、フィンにより付加された伝熱面積の増加が有効であるため、裸管に比べ高い熱流束が得られることを示している。しかし、凝縮領域は、凝縮潜熱の回収により伝熱量が増大するためフィン効率は減少しフィンによる拡大伝熱面効果は減少する。フィンピッチ 10mm 管では、裸管とほぼ同じ熱流束しかえられない結果となる。

## 7. 結論

裸管及びフィン付き伝熱管を用いた凝縮実験において水蒸気質量濃度を変化させ凝縮実験を行った結果以下のことが明らかとなった。

排ガス凝縮水は pH4.5 程度であり、都市ガス燃焼ガスにおいても腐食に注意が必要である。

ボイラ燃焼時に空気比 1.3 程度の通状運転では、排ガスでの熱回収において、排ガス主流の水蒸気質量濃度は、0.10(kg/kg)程度であり、熱伝達と物質伝達のアナロジーは成立する。

水蒸気質量濃度差が増大し凝縮量が多い領域、排ガス主流の水蒸気質量濃度が 0.28(kg/kg)程度、排ガス露点  $T_{\text{sat}}$ =約 74℃ では、熱伝達と物質伝達のアナロジーは成り立たない。

---

## 8.謝辞

本研究の進行にあたり、終始御指導いただきました刑部 眞弘助教授、また多方面にわたり御協力してくださいました土師 生也助手、実験装置の制作及び実験の進行を終始御協力してくださいました伊東 次衛技官、そして本研究室の皆様に心から感謝致します。

---

## 9. 参考文献

- (1) 藤井他 2 名、機論、51—472、B(1985)、1716
- (2) 瀬下他 3 名、機論、53—490、B(1987)、1767
- (3) 瀬下他 3 名、機論、53—499、B(1988)、767
- (4) 谷口他 3 名、機論、53—495、B(1987)、3377
- (5) 神坂他 4 名、機論、58—545、B(1992)、248
- (6) 川本他 2 名、第 32 回伝シ、(1995—5)、G142
- (7) Zukauskas、A、Advances in Heat transfer、8、(1972)
- (8) ESCOA FIN TUBE CORPORATION、SOLIDFIN HF、(1979)
- (9) McAdams、W.H、Heat transmission、McGRAW—HILL、(1954)
- (10) Osakabe、M、J.Nucl. Sci & Technol、26(2)、(1989)、286
- (11) 日本機械学会、伝熱工学資料 (改訂第 3 版)
- (12) Wilke、C.R、J. Chem. Phys、18、(1950)、517
- (13) Lindary、A.L and Bromley、L.A、Indust. Engng.Chem、42、(1950)、1508